



TITLE:

曝気条件下における窒素除去に関する研究(Dissertation_全文)

AUTHOR(S):

石川, 宗孝

CITATION:

石川, 宗孝. 曝気条件下における窒素除去に関する研究. 京都大学, 1986, 工学博士

ISSUE DATE:

1986-05-23

URL:

<https://doi.org/10.14989/doctor.r5958>

RIGHT:

新 制
工
666
京大附図

曝気条件下における 窒素除去に関する研究

昭和60年 5 月

石 川 宗 孝

曝気条件下における 窒素除去に関する研究

昭和60年 5 月

石 川 宗 孝

曝気条件下における窒素除去に関する研究

目 次

第1章	緒論	1
1-1	緒言	1
1-2	曝気条件下における窒素除去プロセスの特徴	2
1-3	本研究の目的と概要	3
1-3-1	本研究の目的	3
1-3-2	本論文の概要	3
	〔参考文献〕	4
第2章	し尿好気性消化槽における窒素の収支と脱窒現象	6
2-1	概説	6
2-2	し尿好気性消化槽の現地調査	6
2-2-1	概説	6
2-2-2	各処理施設の概要と窒素の除去率	7
2-2-3	窒素除去率とコストの比較	9
2-2-4	F処理場における窒素除去の解析	10
2-2-5	要約	13
2-3	半回分式室内実験による窒素の収支と解析	13
2-3-1	概説	13
2-3-2	実験方法	13
2-3-3	実験結果と考案	16
2-3-4	要約	18
2-4	本章の要約	19
	〔参考文献〕	20
第3章	好気性消化槽における窒素の除去機構解析	21

3-1	概説	21
3-2	文献的考察	21
3-3	化学反応説	23
3-3-1	概説	23
3-3-2	実験方法	24
3-3-3	実験結果と考察	24
3-3-4	要約	25
3-4	半回分実験による検討	25
3-4-1	概説	25
3-4-2	実験方法	25
3-4-3	実験結果と考察	26
3-4-4	要約	28
3-5	飛散する窒素の成分について	28
3-5-1	概説	28
3-5-2	実験方法	29
3-5-3	実験結果と考察	32
3-5-4	要約	34
3-6	活性汚泥フロック内部と脱窒作用	34
3-6-1	概説	34
3-6-2	活性汚泥フロックとDO	35
3-6-3	活性汚泥フロックの粒径	35
3-6-4	活性化エネルギー	36
3-6-5	要約	38
3-7	活性汚泥指標生物と脱窒菌について	38
3-7-1	概説	38
3-7-2	実験方法	39
3-7-3	実験結果と考察	39
3-7-4	要約	43
3-8	本章の要約	43
	〔参考文献〕	44

第4章	単一曝気槽内におけるBOD酸化、硝化及び脱窒反応の速度論的解析	47
4-1	概説	47
4-2	基礎的考察	47
4-3	逐次反応	51
4-3-1	概説	51
4-3-2	半回分実験における各窒素の除去速度	52
4-3-3	反応のモデル化の基礎解析	54
4-3-4	要約	55
4-4	回分実験による速度論的解析	57
4-4-1	概説	57
4-4-2	実験方法	57
4-4-3	実験結果	59
4-4-4	反応機構のモデル化	60
4-4-5	シミュレーション結果と考察	64
4-4-6	要約	65
4-5	化学量論式による速度論的解析	71
4-5-1	概説	71
4-5-2	生物処理系のモデル化	71
4-5-3	速度論的取り扱いと定式化	74
4-5-4	シミュレーション結果と考察	78
4-5-5	要約	80
4-6	構造モデルによる Monod式の修正	82
4-6-1	概説	82
4-6-2	修正 Monod式の提示	82
4-6-3	シミュレーション結果と考察	88
4-6-4	要約	88
4-7	本章の要約	88
	〔参考文献〕	92
第5章	曝気槽の流体の混合特性と窒素除去	94
5-1	概説	94

5-2	仕切り板設置による混合特性と窒素除去	95
5-2-1	概説	95
5-2-2	実験方法	96
5-2-3	実験結果と考察	97
5-2-4	要約	100
5-3	逆混合槽列モデル型装置による解析	100
5-3-1	概説	100
5-3-2	実験方法	101
5-3-3	実験結果及び考察	103
5-3-4	要約	106
5-4	連続処理系に対する反応速度論式の適用性に関する研究	107
5-4-1	概説	107
5-4-2	計算方法	108
5-4-3	計算結果と考察	110
5-4-4	要約	120
5-5	本章の要約	120
	(参考文献)	121
第6章	廃水処理への適用と評価について	122
6-1	概説	122
6-2	し尿処理への適用と評価	122
6-2-1	概説	122
6-2-2	単一槽内の窒素除去の分類と条件	123
6-2-3	し尿処理における評価	124
6-3	パイロット・プラント実験による下水処理適用の検討	126
6-3-1	概説	126
6-3-2	実験装置と実験方法	127
6-3-3	実験結果と考察	128
6-3-4	要約	132
6-4	オキシデーション・ディッチの設計	133
6-4-1	概説	133

6-4-2 シミュレーション計算によるオキシデーション・ディッチの検討	134
6-4-3 要約	138
6-5 本章の要約	140
〔参考文献〕	141
第7章 結論	143
使用記号	147
謝辞	151

第 1 章 緒論

1 - 1 緒言

この20年の間にわが国の廃水処理技術は著しく進歩したが、中でも、し尿処理技術の進歩は目ざましいものがある。恐らく、わが国のし尿処理技術は水処理技術において、世界の最高の水準に位置するものと考えられる。このように著しく進歩した背景には環境保全に対する社会の強い要請と地域住民の厳しい要求に対応した各関係者の積極的な努力に負う所が極めて大きい。

し尿処理技術の中でも、生物学的窒素除去技術の進歩はそのままし尿処理技術の進歩と置きかえても過言ではない。

ここで、生物学的窒素除去法とは、廃水中に存在する有機性窒素とアンモニア性窒素を好気条件下で硝化細菌を利用して亜硝酸性窒素または硝酸性窒素に酸化させた後、嫌気条件下で脱窒細菌によってそれらを窒素ガスまでに還元して大気中に放出させる方法である。

この原理を応用する方法は多種多様に開発されているが、有機物除去（BOD酸化）、硝化および脱窒の三工程を汚泥（微生物）の管理面から分けて、次のように分類されている。

- (1) BOD酸化、硝化および脱窒をそれぞれ3種の汚泥に分けて行なう方法（三相汚泥方式）
- (2) 2種の汚泥を用いる方式（二相汚泥方式）
- (3) 単一の汚泥でBOD酸化、硝化および脱窒の三工程を行なう方式（一相汚泥方式）

この中では、高い除去効率と経済性の面から(3)の一相汚泥方式が最も多く採用されている。

さらに、一相汚泥方式の中にも硝化槽、脱窒槽と槽を分離する方式と各槽を分離せずに単一槽でBOD酸化、硝化、脱窒の三工程を全部同時に行なおうとする方式とがある。

このうち、単一槽でこの三工程を同時に行なう方式は実際的にも最も有力なし尿処理技術とされるまでに成ってきている。

本論文では、この一相汚泥方式でかつ単一曝気槽内で行なわれる窒素の除去について取り上げる。本研究の当初は単純な曝気槽である好気性消化槽において、なぜ脱窒現象が起こるのかという現実の問題から出発した。^{1)、2)、5)} この方式は装置的に簡単であり、既存の曝気槽も少しの改造のみでよいこと、また、維持管理費等も従来型の窒素除去技術よりも安価である。⁴⁾ これらの疑問点や利点を明らかにし、工学的な諸問題を解決すれば、省資源、省エネルギー化につながる処理方式として有力であると考え本研究を進めた。

1-2 曝気条件下における窒素除去プロセス の特徴

曝気条件下でも高能率に窒素が除去される。この現象を発見したのは嫌気性消化槽を好気性消化槽に改造したし尿処理施設においてであった。^{11)~6)} し尿中の窒素の80%~90%が簡単に除去されているのである。本来、生物処理による脱窒反応は硝化された窒素が嫌気条件下で窒素ガスへ還元される反応である。しかし、単一曝気槽での窒素除去は曝気条件下で起っている反応であり、その意味で等者等は「好気性脱窒現象」と呼んでいたが、^{7)~10)} これは正しい表現ではない。すなわち、単一曝気槽内では有機物の酸化、窒素の硝化および脱窒が同時に起っており、制限された曝気の下では条件さえ整えば有機物の酸化分解と窒素の除去がスムーズに進行する。この意味で、「制限曝気下の通性嫌気条件における脱窒現象」と呼ぶ表現が現実によくものと考えられる。^{11)、12)}

このプロセスの特徴は最も単純な装置や操作で有機物の除去のみならず窒素の除去まで行なうことであり、そこには循環方式のような硝化液の返送もない。有機物の除去を対象とした活性汚泥法と同様、単一槽で曝気と汚泥返送のみ行なえばよい。こう言ってしまうと話は極めて簡単であるが、そこで行なわれている反応は実に複雑である。すなわち、有機物の酸化、硝化および脱窒とを同一反応槽で同時にかつ並行的に行なわせるために、窒素除去を効率的に行なうための最適条件の設定が難しい。また、装置や操作が簡単であるだけに窒素除去率の向上にもおのずから限界がある。この方法だけではし尿中の窒素の95%は除去されても99%以上を望むことは困難である。

こうした特徴を持つ本法の窒素除去の最適条件設定のための動力学解析を行なった。^{13)~17)} 一連の本研究より、明らかになった点は曝気の程度（酸素供給量と槽内の流体の混合度）が重要なポイントである。すなわち、酸素供給はDOレベルが零に近く、しかも必要酸素量が供給されていること、また、槽内混合は完全混合に近い程結果がよいということである。^{16)、23)} 実用面においては、これらの点を満足する曝気装置の選択が重要である。この応用面での研究も多く行なわれ始めている。^{18)~24)}

以上述べたように、単一曝気槽における窒素除去は従来の活性汚泥法の曝気槽の装置や操作を大幅に変えることなく、窒素除去効率を向上させる方法である。こう言った意味では最も省エネルギー型の窒素除去方式である。

1 - 3 本研究の目的と概要

1 - 3 - 1 本研究の目的

前述のように、単一曝気槽における窒素除去の研究は実施設での脱窒現象の発見から始まっているため、応用面での研究はかなり進んでいる。しかし、基礎となる脱窒現象の機構の解明や最適条件を設定するための動力学解析は皆無であり、装置化に当っては、半ば経験的に行なわれていると言わざるを得ない。そのため、次のような点に着目して、一連の研究を行なった。

(1)単一曝気槽において脱窒現象がみられるのはなぜか、その除去機構を解明する。

(2)単一槽内で行なわれる種々の現象、すなわち、活性汚泥による有機物の酸化、硝化および脱窒について各反応の相互関係を明らかにする。また、槽内の流体の混合特性についても各反応との関連を明らかにする。

(3)し尿処理以外の他の廃水処理へ本プロセスが適用できるか、その範囲を検討するとともに各処理の至適条件を明らかにする。

さらに、本研究では活性汚泥による炭素系有機物の除去反応（BOD酸化）、硝化反応および脱窒反応を総合的に捉えようとする試みも含んでいる。

1 - 3 - 2 本論文の概要

前述のような研究目的を達成するために、本論文は7章から構成した。

第2章においては、曝気条件下において、現場における分析調査を行ない、他の方式と比較検討した。また、室内実験より脱窒現象はアンモニア飛散ではなく窒素ガス飛散であることを明らかにした。

第3章では、曝気条件下における脱窒現象について種々に言われている説を整理して検討した。また、各種の実験的検討から、その除去機構の解明を行なった。

第4章では単一曝気槽内で行なわれるBOD酸化、硝化および脱窒反応の各反応とそれらへ影響する因子の関係を把握する目的で動力学モデル式の開発を試みた。回分実験結果や化学量論によるモデル解析から実用に供しうるモデル式の提示ができた。

第5章においては、単一曝気槽での窒素除去は槽内の流体の混合特性もまた、大きな影響を与えるため、槽内の混合特性について調べた。そして、槽内の混合特性を定量化できる装置を開発し、槽内の混合特性と各水質の挙動について調べた。さらに、第4章で得た反応速度モデル式と混合特性のモデル式からなる物質収支式を用いて、シミュレーションによる検討を行ない、提示したモデ

ル式が連続処理系でも適用できることを確認した。

第6章では、し尿処理においてある程度の成果を収めた本プロセスについて、その機能の分類を行なった。また、下水処理においても窒素除去率向上のための一方法として期待できるかをパイロット・プラント実験から検討した。さらに、オキシデーション・ディッチ法も若干の差はあるものの単一曝気槽と同様の処理方法と考えられるため、シミュレーションによる設計計算を行ない検討した。

第7章では、本研究で得られた成果を要約するとともに、今後の研究課題について整理している。

参考文献

- 1) 中西弘 石川宗孝：「好気性消化槽における窒素の挙動」（その1）第32回土木学会年次学術講演概要集、（1977）
- 2) 中西弘 石川宗孝 末国光彦：「i b i d」（その2）i b i d、（第33回）、（1978）
- 3) 中西弘 石川宗孝：「し尿処理施設の改善について — 嫌気性消化槽から好気性消化槽への転換 — 」第14回下水道研究発表会講演集、（1977）
- 4) 中西弘 石川宗孝：「最近のし尿処理施設の窒素除去について」第28回廃棄物処理対策全国協議会全国大会講演集、（1977）
- 5) 石川宗孝 中西弘：「し尿処理施設の窒素除去について」PPM、vol. 9、No. 3、（1978）
- 6) 中西弘 石川宗孝：「活性汚泥法による硝化と脱窒 — 好気性脱窒を中心として — 」環境技術、vol. 8、No. 9、（1979）
- 7) 中西弘 石川宗孝：「好気性脱窒に関する基礎的研究」衛生工学研究シンポジウム講演論文集（京都大学衛生工学科創立20周年記念）、（1978）
- 8) 石川宗孝 中西弘：「好気性脱窒に関する基礎的研究 — 好気性脱窒現象 — 」環境技術、vol. 8、No. 11、（1979）
- 9) 中西弘 石川宗孝 伊藤利男：「し尿処理における好気性脱窒について」第29回廃棄物処理対策全国協議会全国大会講演集、（1978）
- 10) 石川宗孝 中西弘 伊藤利男：「バッチ実験による好気性脱窒について」第34回土木学会年次学術講演概要集、（1979）
- 11) 石川宗孝 水船清司 中西弘：「好気性脱窒に関する基礎的研究 — 脱窒機構の解析とモデル化 — 」第18回衛生工学研究討論会講演論文集、（1982）

- 12) 中西弘 石川宗孝：「好気性脱窒現象」醗酵工学会誌、vol.61、No.4、(1983)
- 13) 石川宗孝 水船清司 中西弘：「好気性脱窒現象のモデル化について」京都大学環境衛生工学会シンポジウム論文集（第3回）、(1981)
- 14) 石川宗孝 中西弘 水船清司：「好気性脱窒現象の速度論的解析」i b i d（第4回）、(1982)
- 15) 石川宗孝 中西弘 水船清司：「好気性脱窒現象のモデル化に関する研究」衛生工学研究論文集、vol.19、(1983)
- 16) 石川宗孝 村上定瞭 中西弘 寺島泰：「曝気条件下における脱窒現象の機構解析 — 化学量論式による速度論的解析 — 」衛生工学研究論文集、vol.20、(1984)
- 17) 村上定瞭 石川宗孝 中西弘：「生物学的脱窒反応の高効率化に関する研究 — 生化学反応のモデル化と動力学的取り扱い — 」環境技術vol.13、No.4～No.6、(1984)
- 18) 村田清美：「し尿処理の高度化に関する研究」京都大学学位論文、(1978)
- 19) 浅田日出夫 上垣内郁夫 小野由述 辻文夫：「ワンリアクタープロセスによるし尿の脱窒について」水処理技術、vol.20、No.8、(1979)
- 20) 石橋憲雄 小笠勝啓 佐野和生：「曝気式ラグーンの脱窒素」PPM、vol.10、No.2、(1979)
- 21) 竹山兵三 小川喜三郎：「し尿処理場の高度処理施設と運転管理」水処理技術、vol.20、No.4、(1979)
- 22) 村田清美 石田弘司 山田豊 和泉清司：「深層反応槽を用いたし尿処理」水処理技術、vol.12、No.7、(1981)
- 23) 石川宗孝 中西弘：「窒素除去システムにおける曝気方式の評価」第20回下水道研究発表会講演集（1983）
- 24) 石川宗孝 中西弘 寺島泰：「窒素除去を考慮した曝気槽の運転」京都大学環境衛生工学会シンポジウム論文集（第5回）、(1983)

第2章 し尿好気性消化槽における窒素の収支 と脱窒現象

2-1 概説

従来より、処理場関係者の間では、好気性処理プラントにおいて、脱窒現象がみられることが経験的に知られており、なぜかわからないが窒素がよく除去されており、特に水温の高い夏期によく除れていると言われていた。一方、水域の富栄養化防止の立場から、窒素の除去が注目されるようになり、各種の窒素除去方法が開発されるに至ったが、一般的に建設費、維持管理費がかかりすぎる嫌いがある。そのため、従来の施設で偶然にも窒素が除去されている施設の調査が進み、これをプラント化しようという試みも多くみられるようになった。これは従来の施設を部分的に改造するのみでよい等の利点があり、今後、大いに開発が進むものと考えられる。

筆者もし尿処理施設の機能解析を行なっている時点で、この旧施設の曝気槽において脱窒現象を調べることに遭遇した。そして、この脱窒現象の機構解析を行なうことは省資源・省エネルギー型の施設を目差すことになり、本研究を行なうきっかけとなった。

本章では、し尿処理における従来の消化方式、酸化方式及び窒素除去方式を比較検討した結果を述べ、つづいて好気性プラントのみで窒素除去を行なっている施設の設計条件等を整理して述べる。

2-2 し尿好気性消化槽の現地調査

2-2-1 概説

多くのし尿処理施設は昭和30～40年代にかけて設置されたが、施設の老朽化、収集量の増加あるいは水質規制の強化に伴って、現有施設の改善、増築及び新設も盛んに行なわれている。その結果、現在し尿の約半量はし尿処理施設で処理されているが、下水道の普及率からみて、今後もかなりのし尿が恒久的にし尿処理施設で処理されることが予想される。筆者は昭和51～53年度において、中国地方西部地域において、窒素、リンの除去を中心としてし尿処理施設の機能解析を行なったが、^{1)、2)} リンの除去は、従来の施設へ凝集沈澱法を付設することにより除去効率が大きくなることがわかった。窒素除去については、この地域に全国的にみても先進的な施設（循環式硝化・脱窒法）

あるいは特異な施設（好気性消化方式）があり、それぞれ、好結果が得られている。しかし、その評価については意見が分かれるようである。このため、本節においては、窒素除去を中心として、その除去効率とコストについて、他の従来方式すなわち、嫌気性消化方式、酸化方式と対比させて比較検討した。

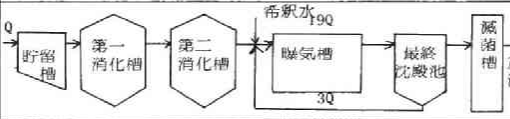
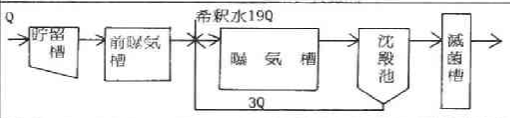
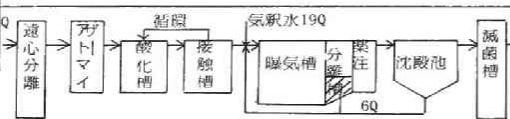
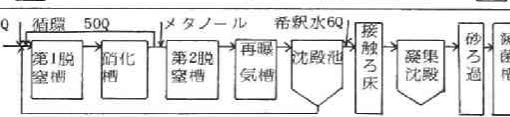

2-2-2 各処理施設の概要と窒素の除去率

表2-1に各処理施設の概要と窒素の収支を示す。以下、各方式別に分けて述べる。

1) 消化方式

消化方式を採用している施設は山口県下において12施設あるが、ほとんどの施設が表2-1に示すように消化槽による処理後に希釈曝気方式の運転を行っていた。窒素の除去率は9施設で平均28.3%となった。そして、汚泥ケーキへの転換率は5.0%であった。

表2-1 処理施設概要と窒素除去

方式	設置年度	処理方式フローシート	処理能力 (kl/日)	窒素負荷(kg/日)		除去率 (%)	ケーキ収率 (%)
				流入	流出		
消化方式	昭和35~47		18~110	—	—	28.3 (9ヶ所平均)	5.0
酸化方式	昭和39~51		35~80	—	—	32.9 (2ヶ所平均)	—
高速全酸化方式	昭和50		70	275	137	50.2 (採水3回平均)	3.0
循環方式	昭和52		100	367	7.8	97.9 (採水1回)	—
好気性消化方式	昭和49		60	108	11.6	89.6 (採水4回平均)	21.6

2) 酸化方式

酸化方式は昭和45~50年にかけて、外観のよさや建設費の安さなどから多く採用されてきたが、本調査では3施設のみであり、この例ではあまりおおく採用されているといえなかった。窒素の

除去率は2施設平均で32.9%となった。

3) O処理場

本処理場は高速全酸化方式を採用しており、比較的新しい施設である。窒素除去率は50%と他の消化方式、酸化方式と比較して、やや高率を示している。これは、調査分析の結果、除去率の大部分がアトマイザーによる噴霧工程において除去されており、アンモニアガスとして飛散していることがわかった。

4) K処理場

本格的な生物学的脱窒処理方式として全国で最初のものであり、循環式硝化・脱窒法と呼ばれているものである。筆者等が調査した時は試運転中であつたが、放流水質はTotal N (T. N) 10mg/ℓ、Total P (T. P) 1mg/ℓ以下という結果になっていた。これは、窒素、リン両成分とも98~99%除去されていることを意味しており、非常に有効な処理法であることがわかる。窒素除去は第1脱窒槽、硝化槽、第2脱窒槽までに94~96%除去されており、本方式が窒素除去に役立つことを実証している。

表2-2 Fし尿処理場水質分析結果 (S51. 10. 14)

	BOD ₅	COD	K _J -N	NH ₄ -N	NO _{2,3} -N	Total P	Cl ⁻	Cl ⁻ 換算からの除去率 (%)
原 水	8900	3600	2970	(2240)	—	439	(3840)	
第1酸化槽	(1840)	(460)	1040	(332)		340	(3490)	BOD 97.7 %
第2酸化槽	(695)	(265)	489	(122)	(95)	255	(2020)	COD 91.3 %
分離槽上澄	(520)	(350)	183	(91)	(74)	170	(1940)	TN 85.3 %
曝気槽流出水			73.5	(7.0)	(9.7)	31.7	(206)	KjN 92.3 %
最終沈殿池流出水	(33)	(54)	10.9	(5.8)	(10.0)	13.4	(154)	TP 70.1 %
放 流 水	8.0	12.0	8.8	(4.1)	(8.0)	5.1	(145)	

()内はNo. 5. Bろ紙ろ過液分析値

5) F処理場

本施設は昭和39年度に嫌気性消化方式として1日処理能力30klとして設置されたが、昭和49年度に消化槽をそのまま酸化槽として改造し、1日処理能力60klの酸化方式の施設としたものである。分析結果の例を表2-2に示す。この結果が示すように良好な処理結果が得られている。とくに、窒素除去の面で好結果が得られている。これはこの方式が窒素除去を目的とした方式ではないにもかかわらず、高除去率が得られることは注目値する。とくに、酸化槽で窒素の大部分が除去されており、その原因として次のようなことが考えられる。1) 消化槽を改造したものであり、保温性

がよく、加温しなくても、水温が夏期40℃、冬期30℃以下には下らず、生物処理が促進されている。2) 曝気強度が流入量にたいして約1000倍前後であり、アンモニアガスとして大気中へ飛散している。3) 槽内が嫌気・好気両状態にうまくかみ合っており硝化された窒素が N_2 ガスとして飛散している。

以上、窒素除去率について、各処理方式、施設ごとに述べたが、消化方式、酸化方式に比べてK、F処理場は窒素除去率が飛躍的に高いことがわかる。

2-2-3 窒素除去率とコストの比較

各処理プロセスはそれぞれ目的に応じたプロセスであり、たとえば、消化方式や酸化方

式はBOD、COD等の炭素系有機物成分の除去を目的としており、凝集沈澱プロセスはSSのキャリアオーバーの防止、脱リンなどを目的としている。そのため、一様に窒素除去で比較して評価することには無理があるが、その効率をみる上では参考になるものと考え、窒素除去率とコスト、特に、維持管理費について比較してみた。表2-3、図2-1にその結果を示す。表2-3にも示されるように窒素除去率が上がる程、維持管理費用が高くなっている。これは当然のことであるが、窒素除去に対してそれだけ費用を負担しているといえる。しかし、これだけの資料では費用をかければかけるほど窒素除去にいいということになるが、そこには限界がある。そこで、どの程度費用

表2-3 維持管理費と窒素除去率

施設	費用 (円/k1)	窒素除去率 (%)	窒素除去率1% 当りの費用(円)
消化方式	870	28.3	30.7
酸化方式	1314	32.9	39.9
O 処理場	1420	50.2	28.3
K 〃	2338	97.9	23.9
F 〃	1852	89.6	20.7
A 〃	3763	100.0	37.6

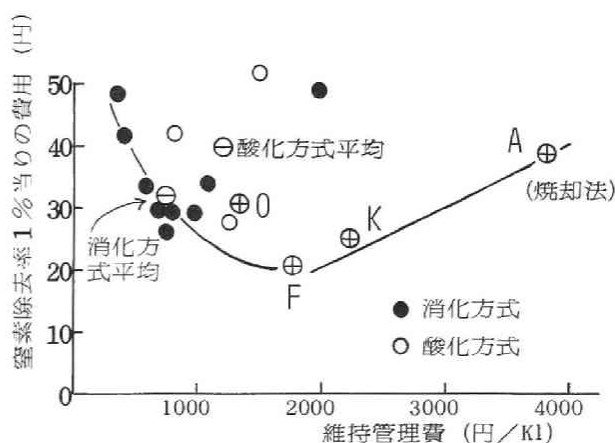


図2-1 維持管理費と窒素除去率の関係

をかけるのが最も経済的に効率のよい方式であるか、いわゆるコストミニマム的なものを考えたのが表2-3の右欄で窒素除去率1%当たりの費用である。この欄からもわかるように、従来の消化、酸化方式では脱窒方式と比べて、処理コストが低いが、窒素除去率も低いため、1%当りのコストは逆に高くなっており、窒素除去を目的とした方式でないことがわかる。逆に、焼却法においては除去率100%にかかわらず、1%当りのコストは高くなっており、この方式は窒素除去の目的からみれば、エネルギー消費の多い方式であると言わざるを得ない。

以上を図示したものが図2-1である。この図の実線で示す曲線の極小値付近が窒素除去として最適に近いものと考えられる。この値にはF処理場の値が最も近く、K処理場はややエネルギーロスのある処理場といえる。

以上、効率の面を考慮したコストミニマム的な考えからは、放流先における特殊な事情がない限り、窒素の除去率は99%以上を目指す必要はなく、90%前後が極小値となるものと考えられる。

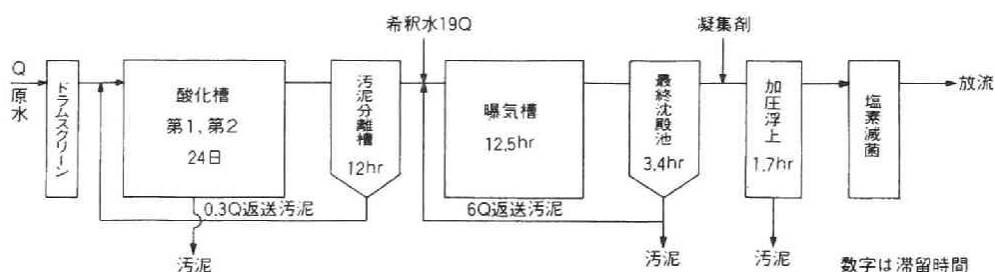


図2-2 Fし尿処理場処理フローシート

2-2-4 F処理場における窒素除去の解析

本施設は前述のように嫌気性消化槽へ曝気装置を設置し、酸化槽に改造したいわゆる好気性消化方式の施設である。そのフローシートを図2-2に示す。この図2-2からもわかるように、この施設は一見すれば窒素除去プロセスを組み込んだ施設ではなく、ごく一般的な施設である。しかし表2-2に示すように総窒素除去率が80~90%程度と高い値を示している。これは窒素除去プロセスを持たない好気性消化方式のみの施設であるにもかかわらず、このような高い総窒素除去率が得られるという点で、非常に注目された。

筆者はこの事実に着目して、各プロセスの水質分析を行なった結果、この窒素除去の大部分は改造された酸化槽内で行なわれていることが明らかとなった。ここで、酸化槽における設計条件とT、N、Pの物質収支を示したのが表2-4、2-5、図2-3である。表と図に示すように、酸

化槽におけるT、Pの物質収支は流入量に対して流出量の合計が97%まで明らかとなり、この槽での物質収支はとれているものと考えられるが、T、Nの収支は流入量に対して28%しか流出合計量がわからず、後の72%は追跡し得ない不明量となった。これは主に、窒素が大気中へ飛散したものと考えられる。また、第1酸化槽、第2酸化槽、汚泥分離槽と各槽を比較して模式図としたものが図2-4であるが、第1酸化槽において最も大きな不明量を示した。この

表2-4 Fし尿処理場酸化槽設計条件

	第1酸化槽	第2酸化槽
容 量 (m^3)	432	432
滞 留 時 間 (日)	12.0	12.0
BOD 容積負荷 ($kg/m^3 \cdot 日$)	0.75	0.38
BOD・SS負荷 ($kg/kg \cdot SS/日$)	0.13	0.06
N 容 積 負 荷 ($kg/m^3 \cdot 日$)	0.25	0.13
N・SS負荷 ($kg/kg \cdot SS/日$)	0.04	0.02
曝 気 量 (m^3/min)	23.5	23.5
曝気量/流量 ($m^3/日/m^3/日$)	850.3	505.8
曝気量/槽 ($m^3/m^3 \cdot hr$)	3.3	3.3
曝 気 方 式	パイプ片へ穴を穿孔	“

ような大きな窒素の不明量を示した原因は大気中への飛散と考えられ、その形態としては次のようなことが考えられる。

1) アンモニアガスとしての飛散 曝気量が原水流入量に対して 850倍と高く、水中へ溶存しているアンモニアが遊離し、アンモニアガスとして大気中へ飛散している。

2) 窒素ガスとしての飛散

好気条件下での窒素ガス (N_2 あるいは N_2O として) 飛散はこれまで起こりにくいとされていたが、この酸化槽では起こっているかもしれない。その可能性として、(イ) 好気条件下でも窒素ガス飛散の起こる反応作用がある。(ロ) 酸化槽の一部

表2-5 酸化槽における窒素・リンの物質収支

	流入量	流 出 量			
		曝 気 槽	汚 泥	水洗脱臭	合 計
窒 素	107.5	16.8	12.9	0.5	30.2
リ ン	15.90	10.61	4.76	0.03	15.40

分が嫌氣的条件を呈していて、そこで硝化されて窒素が脱窒現象を受ける。等が考えられる。

調査当初は1)のアンモニアガス飛散が起因しているのではないかと考えられた。しかし、その後の調査結果において、アンモニアガス飛散が起こるとすれば酸化槽内のpHはかなり高い値 (pHが

およそ 8.0以上) でなければならない。

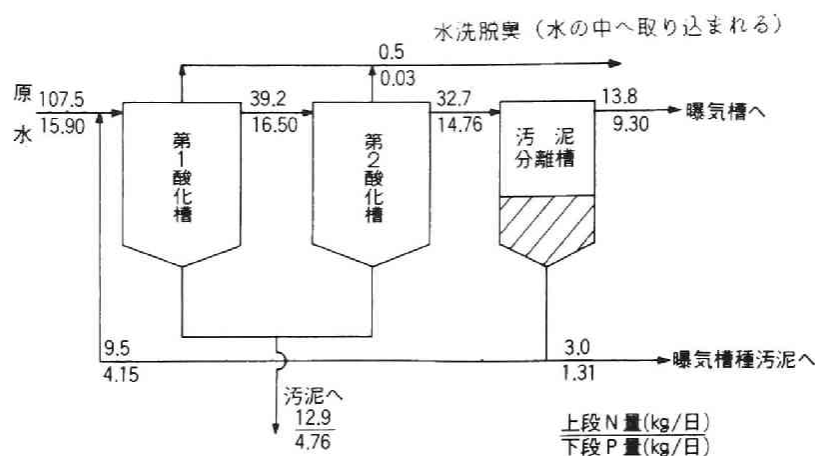


図 2-3 Fし尿処理場酸化槽における窒素、リン収支

また、不明量に対応するこれだけ多量のアンモニアがガスとして飛散した場合、付近の環境に何らかの被害を及ぼすものと考えられる。しかし、酸化槽内のpHは常時 8.0以上にはならず、付近の環境にも被害はなかった。実際、この槽の排ガスは水洗脱臭されており、ある程度水洗水中へアンモニアガスが取り込まれるはずであるが、水洗中へ取り込まれているアンモニアは微量であった。以上から、この酸化槽における窒素の不明量はアンモニアガスによるものではないことが予想された。

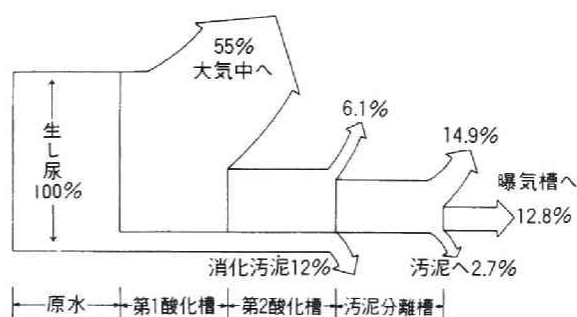


図 2-4 Fし尿処理場酸化槽窒素収支図

次に、アンモニアガス飛散でない

ということから、酸化槽の窒素不明量は必然的に他の形態の窒素化合物のガス飛散によるものと考えられるが、現場においては実際にどのような窒素化合物のガス飛散が起きているのか、その窒素除去機構を知る上での解答は得られなかった。

2-2-5 要約

以上、窒素の除去を中心として処理方式、維持管理費等について述べたが、現在、個々のし尿処理技術は大いに進んだが、その半面「どの程度まで水を浄化すべきか、総合的にみて効率のよい処理システムとは」という総合的な視点が不足しているように思われる。そのため、地方都市と大都市近辺のし尿処理施設の方式が同じである必要はなく、地方には地方にあった土地の特性を考慮した処理方式が指向されるべきである。こうした観点から窒素の除去を考えた場合、富栄養化の著しい地域へ放流する施設では上述のK施設の方式もやむをえずと考えるが、ある程度、環境容量を持つ地域においてはF施設の方式の採用も考慮されるべきものと考えられる。

また、F処理場における好気性消化槽の窒素、リンの物質収支調査結果から好気性消化槽による窒素の除去は窒素ガス飛散に起因することが予想された。それは(1)消化槽を改造したものであり、保温性がよく、硝化、脱窒等の各反応が進みやすい環境条件である。また(2)アンモニアガス飛散は微量である。等から予想できる。

2-3 半回分式室内実験による窒素の収支と解析³⁾

2-3-1 概説

広島県Fし尿処理場において、前述のように酸化槽において高い窒素除去率を示すことがわかった。しかもアンモニア飛散によるものではなく、他の形態の窒素化合物のガス飛散に起因していることが予想された。しかし、現場の調査のみでは、この酸化槽における窒素除去のメカニズムを捉えることは困難であった。また、この酸化槽の条件を他施設に応用した場合においても高窒素除去率が得られるかどうか、その普遍性については確かめられなかった。

こうした背景から、その普遍性を調べることを目的にして、室内実験においても実際に曝気槽内で脱窒現象が起こるのかどうか、また、飛散した窒素の形態は何か、種々の条件を設定して窒素の収支と挙動を調べた。

2-3-2 実験方法

1) 実験装置 図2-5に示すような装置を製作した。これは窒素の収支をとるため排気口以外は完全密封として、排気口には飛散したアンモニアガスを回収するため、凝縮トラップ及び飽和

ホウ酸溶液を2連セットし、このビン中を排気ガスが通過するようにした。また、槽内に攪拌不足による死水域ができないように、大型スターラーで常時緩速攪拌を行なった。

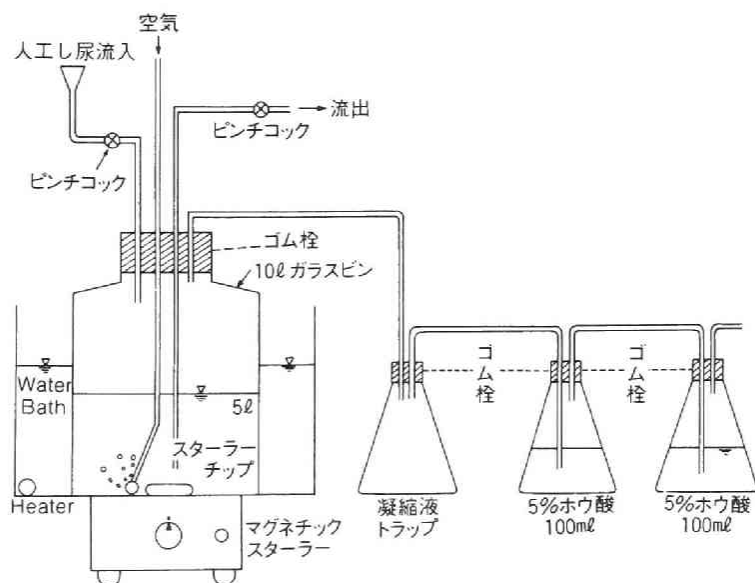


図2-5 実験装置概略図

次に、本装置はアンモニア性窒素の飛散を完全に取り込むことを目的としており、 N_2 あるいは他の窒素ガスの飛散は不明量で表わすものとする。

表2-6 装置の窒素収支をみるための予備実験

槽内設定条件	実験前 0 hr	実験 24 hr後	相対誤差
室温 水道水中に NH_4Cl 添加 pH 8.8 (NaOHで調整) 曝気量 1 ℓ/分	槽内 49.34 mg/ℓ ×5 ℓ =246.7 mg	槽内 $42.32 \times 5 = 211.6$ mg 飛散量 $371 \times 0.1 = 37.1$ 合計 248.7 mg	$\frac{246.7 - 248.7}{246.7}$ =0.0081
室温 水道水中に NH_4Cl 添加 pH 8.5 (NaOHで調整) 曝気量 2 ℓ/分	槽内 3289 mg/ℓ ×5 ℓ =16445 mg	槽内 $3234 \times 5 = 16170$ mg 飛散量 $2640 \times 0.1 = 264$ mg 合計 16434 mg	$\frac{16445 - 16434}{16445}$ =0.0006

そのため、精度を上げるためにはアンモニアの収支が確実にとれなければならない。以上より、本装置でのアンモニアの収支がとれることを確認するための予備実験を行なった。実験は水道水 5 ℓ を装置へ投入し、塩化アンモニウムを所定量添加し、カセイソーダを適量加えて、24時間曝気した。この結果から、曝気前水中窒素濃度と曝気後の水中およびホウ酸液中へ取り込まれた窒素合計量を求め、窒素収支を得た。その結果が表 2-6 であり、本装置でアンモニア性窒素の物質収支は充分にとれることが判明した。

表 2-7 模擬し尿の成分および性状

成 分	mg / ℓ	測 定 項 目	mg / ℓ
Peptone	5300	BOD ₅	9700
Meat Ex	5400	COD	4050
Urea	1000	TK-N	4169
NH ₄ Cl	2200	アルカリ度	7673
(NH ₄) ₂ CO ₃ · H ₂ O	5600	pH	7.9
Na Cl	500	Cl ⁻	4170
K ₂ HPO ₄	1400	SS	2400
KH ₂ PO ₄	1100		
Ca Cl ₂ · 2 H ₂ O	1000		
K Cl	3200		
H ₃ BO ₃	2600		
Mg SO ₄ · 7 H ₂ O	1000		

2) 模擬し尿 実験室内で、実際の生し尿を使うことは臭気や運搬等の問題のため困難であり、また、実際のし尿汚水は性状が不安定と考えられるため、模擬し尿を作製した。これは参考となる資料がないため、試行錯誤しながら作ったものである。表 2-7 に模擬し尿の成分と性状を示す。これは BOD、COD、T、N、T、P、アルカリ度、塩素イオン等の濃度を考慮している。⁴⁾

3) 実験方法 実験に供した汚泥は下水処理場返送汚泥を種汚泥として、温度 (20、30、40℃)、曝気量 (500、1000、2000 ml · air/

表 2-8 分析項目と分析方法

分析項目	分 析 方 法
Kj-N	ケルダール法
NO ₂ -N	N-1 ナフチルエチレン ジアミンスルファニル酸変法
NO ₃ -N	ブルシン変法
SS	メンブレンフィルターろ過法
pH	pH計

min)、滞留時間(15、20、25、30日)を設定条件として、それぞれ組み合わせて計36通りの実験を行なった。表2-7に示す模擬し尿を用いて、1日1回投入し、投入量と同量の処理水の引抜きを行なう、いわゆる半回分方式で十分に馴致したものを使用した。実験はそれぞれの条件で馴致した汚泥を図2-5の装置にセットし、投入前と投入24時間後の各窒素の分析を行ない収支をとった。分析項目は表2-8に示す。

なお、窒素の物質収支は以下のように計算している。

i n p u t ① 原水 T, N × x

o u t p u t ② 処理水 T, N × x

③ 飛散量(ホウ酸液中にとり込まれた量)

④ 槽内蓄積量

{ (槽内ろ液TN)₂₄ - (槽内ろ液TN)₀ }

(y - x) + { (汚泥₂₄ - 汚泥₀) } = ④

不明量 ⑤ = ① - (② + ③ + ④)

ただし T, N = Kj - N + NO₂ - N + NO₃ - N

x : 投入または引抜き水量 (ℓ)

y : 槽内水量 (ℓ)

汚泥 : (槽内混合液Kj - N - 槽内ろ液Kj - N) × y

添字0、24 : それぞれ投入前、投入後の数値(時間)

実験は各条件とも2～3回行ない、これらの平均値から窒素収支を算出している。

2-3-3 実験結果と考察

各条件による実験結果より窒素収支を取ったものを表2-9、2-10、2-11に示す。また、実験結果から次のようなことが判明した。

1) 滞留時間25日を境界として、硝化反応の進む領域と逆に硝化反応がなくアンモニア飛散が進む領域とに分れた。その境界として、窒素容積負荷は0.17kg・N/m³・day、窒素汚泥負荷は0.027kg・N/kg・SS/day付近であった。

2) 硝化反応の起きた25、30日の滞留時間での実験条件では不明量が大きく、総窒素除去率が大きい程、不明量が大きくなった。この不明量は脱窒反応による窒素ガスの飛散と考えられる。

3) 硝化反応の形態は各条件とも、硝酸性窒素よりも亜硝酸性窒素が多く蓄積した。

表 2-9 窒素の収支

(槽内温度 20°C)

滞留時間 ・曝気量	pH	MLSS	流入 T. N ①	流出 T. N ②	NH ₃ 飛散量 ③	槽内 蓄積 ④	不明量 ⑤	T. N 除去率	NH ₃ -N 飛散率	硝酸性 窒素生 成率
day・ml/min		mg/l	mg/day	mg/day	mg/day	mg/day	mg/day	%	%	%
15・500	8.53	6620	1373.6	795.5	25.5	537.1	15.5	42.1	1.9	0.0
15・1000	8.78	7210	1373.6	698.0	187.0	487.1	6.9	49.2	13.6	0.0
15・2000	8.80	7760	1373.6	647.0	355.6	347.8	23.2	52.9	25.9	0.0
20・500	8.64	6210	1056.0	607.1	90.9	360.4	25.2	42.5	8.6	0.0
20・1000	8.68	7160	1043.3	608.1	195.1	152.9	87.2	41.7	18.7	0.0
20・2000	8.83	6030	1049.7	522.8	253.1	176.3	97.5	50.1	24.1	0.1
25・500	8.42	6550	743.5	305.4	82.0	366.5	10.0	59.0	10.9	0.0
25・1000	6.25	6620	743.5	197.4	0.0	260.5	286.0	73.4	0.0	17.1
30・500	6.78	7260	691.7	363.6	0.0	114.2	213.9	47.4	0.0	18.8
30・1000	6.74	7230	691.7	430.1	0.0	-2.5	264.1	37.8	0.0	24.4
30・2000	6.82	7250	694.2	391.8	0.3	31.3	271.0	43.6	0.0	20.7

表 2-10 窒素の収支

(槽内 温度 30°C)

滞留時間 ・曝気量	pH	MLSS	流入 T. N ①	流出 T. N ②	NH ₃ 飛散量 ③	槽内 蓄積 ④	不明量 ⑤	T. N 除去率	NH ₃ -N 飛散率	硝酸性 窒素生 成率
day・ml/min		mg/l	mg/day	mg/day	mg/day	mg/day	mg/day	%	%	%
15・500	8.81	6690	1403.6	963.6	274.2	150.9	14.9	31.3	19.5	0.0
15・1000	8.89	6910	1403.6	789.1	594.9	18.6	1.0	43.8	42.4	0.0
15・2000	8.67	6560	1403.6	731.6	606.9	61.2	3.2	47.9	43.2	0.0
20・500	8.76	5470	1014.4	712.4	179.8	129.2	13.9	29.8	17.8	0.0
20・1000	8.67	6150	1014.4	606.8	226.9	204.2	23.4	40.2	22.4	0.0
20・2000	8.53	5970	1014.4	468.6	486.0	114.5	54.6	53.8	48.1	0.0
25・500	8.36	3785	801.5	389.4	15.5	17.1	379.5	50.2	1.9	0.8
25・1000	6.06	4290	801.5	176.5	0.3	-73.0	697.7	78.0	0.0	2.6
25・2000	6.00	4610	801.5	333.9	0.3	30.6	436.8	58.4	0.0	15.8
30・500	6.23	5460	688.2	303.6	0.3	48.6	335.8	53.8	0.0	20.6
30・1000	6.18	5510	688.2	360.8	0.4	8.9	318.2	55.9	0.0	25.6
30・2000	6.30	6030	688.2	343.4	0.4	25.4	319.2	47.6	0.0	24.2

表 2-11 窒素の収支

(槽内温度 40°C)

滞留時間 ・曝気量	pH	MLSS	流入 T-N ①	流出 T-N ②	NH ₃ 飛散量 ③	槽内 蓄積 ④	不明量 ⑤	T-N 除去率	NH ₃ -N 飛散率	硝酸性 窒素 生成率
day・ml/min		mg/l	mg/day	mg/day	mg/day	mg/day	mg/day	%	%	%
15・500	8.71	6200	1434.6	885.1	434.2	56.2	59.1	38.3	30.3	0.0
15・1000	8.63	6390	1434.6	736.6	571.4	110.8	15.8	48.7	39.8	0.0
15・2000	8.42	6390	1434.6	662.0	745.7	26.9	21.4	53.9	52.0	0.0
20・500	8.74	4650	1067.0	728.3	143.0	166.8	28.9	31.7	13.4	0.0
20・1000	8.72	5420	1067.0	658.0	342.8	34.8	31.4	38.3	32.1	0.0
20・2000	8.31	6960	1067.0	454.8	532.5	52.7	27.0	57.4	49.9	0.0
25・1000	7.83	5400	767.5	286.1	28.4	360.3	102.9	64.1	3.7	0.1
25・2000	7.44	5040	762.3	456.9	121.2	-51.8	236.0	40.1	15.9	24.0
30・500	8.57	6340	688.0	350.0	358.3	-94.5	74.2	49.1	52.1	6.2
30・1000	7.90	6250	688.0	464.9	17.3	77.8	128.0	32.4	2.5	22.2
30・2000	7.81	7040	691.7	434.9	3.9	220.8	32.1	37.1	0.6	21.4

4) 汚泥の状態は滞留時間の短い15、20日の条件においては泡立ちが大きく、逆に、滞留時間の長い25、30日の条件では泡立ちはないが、汚泥自体の粘着性は乏しくなり、沈降性が悪くなった。

5) 汚泥内の窒素含有量は各実験条件による変動がみられず、平均84.5mg・N/g・MLSSとなった。

6) pHは 8.0付近を境界として、8.0以上ではアンモニア飛散が優先し、8.0以下では硝化反応が優先している。

7) 図 2-6 に示すように、滞留時間25日、曝気量1000 ml/分、槽内温度30°Cにおいて総窒素除去率が最大の78%を示した。この除去率の大部分が不明量で占められており、酸化槽内においても脱窒反応が大きな役割をしていることが認められた。この値を頂点として他のいずれの条件においても除去率は低下している。

2-3-4 要約

実験結果より、酸化槽（曝気槽）内において、脱窒反応が実際に起こることがわかった。これは窒素除去率が高い実験条件では不明量が大きく、この不明量は脱窒反応によるN₂、あるいは他の窒素酸化物の飛散としか考えられないことによる。このため、ある特定条件さえ満足すれば曝気条件下においても大きな脱窒反応がみられることがわかる。この特定条件とは多くの条件が重なったものとするが、主な条件としては

滞留時間、水温、曝気量、MLSS 濃度等と考えられる。以上をまとめると次のような結論が得られた。

1) 曝気条件下においても、実際に脱窒現象が起こることが判明した。これより、酸化槽においても適切な条件を与えれば大きな窒素除去が得られることがわかった。

2) 同一酸化槽内においては、アンモニア飛散と脱窒反応の両者の並行的な進行はなく、どちらか一方が優先的に進行している。

3) 硝化反応が進行している時は並行して脱窒反応も進行している。

4) 酸化槽での脱窒現象のメカニズムは (イ) 活性汚泥フロック中心部が嫌氣的状態を呈しており、この中で脱窒反応が起こる。(ロ) 反応槽内が局部的に嫌氣的状態となっている。これらの2説が言われているが、本実験においては確かめられなかった。

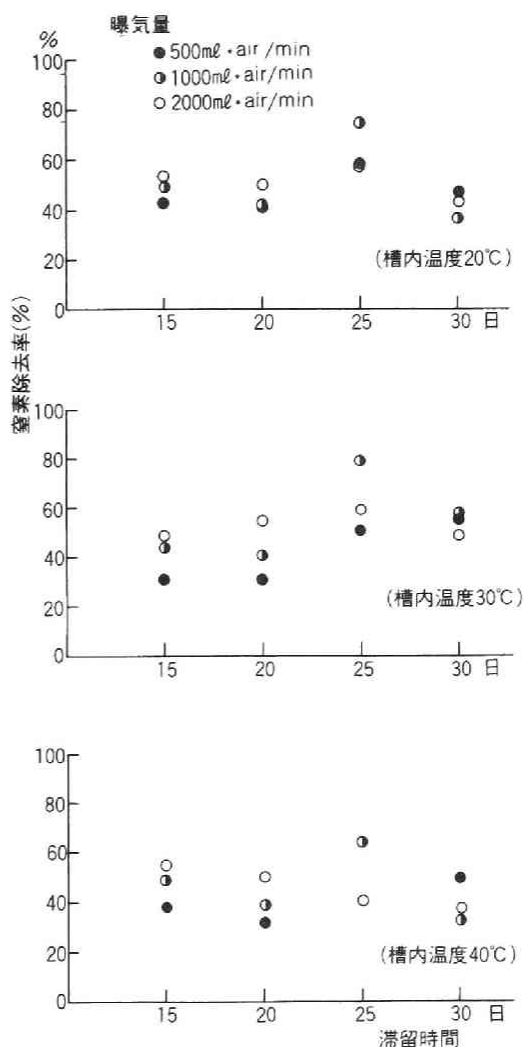


図 2-6 滞留時間と除去率

2-4 本章の要約

以上のような事例及び実験から以下に述べるような結論が得られた。

1) 好気性消化槽あるいは酸化槽においても実際に大きな窒素除去率が得られることが判明した。しかも、これは従来の嫌気性消化槽を少し改造するだけで好気性消化槽とすることができるので、このことは大きな長所である。

- 2) この窒素除去は酸化槽内において脱窒現象が起こることに起因しており、嫌気性脱窒槽を持たない槽における脱窒現象である特徴を有している。
- 3) 半回分実験より、同一槽内においてはアンモニア飛散と脱窒現象 (N_2 あるいは窒素酸化物飛散) の両者の並行的進行はないことがわかった。
- 4) 硝化反応と脱窒反応の両者は並行的に進行する。
- 5) 好気的狀態における脱窒反応の機構の解明はできなかった。

参考文献

- 1) 石川宗孝、中西弘、吉原正明：「山口県下におけるし尿処理施設の現状と問題点」第27回廃棄物処理対策全国協議会講演集、(1976)
- 2) 中西弘、石川宗孝：「最近のし尿処理施設の窒素除去について」第28回廃棄物処理対策全国協議会講演集、(1977)
- 3) 石川宗孝、中西弘：「好気性脱窒に関する基礎的研究」環境技術、vol. 8、No.11、(1979)
- 4) 石川宗孝：「模擬し尿について」衛生工学、衛生工学若手研究会、No. 4、(1978)

第3章 好気性消化槽における窒素の除去機構 解析

3-1 概説

曝気槽あるいは好気性消化槽において、脱窒現象がみられることは従来の常識からみると考えられないことであった。この常識とは、硝化された窒素が脱窒するための必須条件として、水素供与体の存在と嫌氣的条件が必要であると一般的に言われているものである。しかし、嫌氣的条件を持たない好気性消化槽において、実際に脱窒現象がみられることは上述の実験でも明らかであり、常識とは異なる現象であった。この現象の解明のための種々の推論はあるが、これまでに明解な機構解析は行なわれていない。

ここでは、この曝気条件下における脱窒現象について、これまでの研究事例の整理を行ない、基礎的考察を加える。さらに、重要な要因と考えられる事項について、各種の実験と考察を加えて、曝気槽あるいは好気性消化槽における脱窒現象の機構を探る。

3-2 文献的考察

村田等¹⁾は好気性消化方式の第1曝気槽において、BODのみ除去している施設とBOD除去とともに総窒素の除去も効率よく行なっている施設を対比して検討した。その結果、曝気槽による硝化・脱窒の主な要因として、清水による希釈と硝化された汚泥を第1曝気槽へ添加することに関係があると推定した。さらに、この現象をもとに開発した循環曝気式脱窒法²⁾の運転から、曝気槽内の硝化・脱窒は図3-1に示すような2つのルートがあり、BOD源が少ないにもかかわらず総窒素除去率が90%以上となるのは $\text{NH}_4^+ \rightarrow \text{NO}_2^- \rightarrow \text{N}_2$ となる低エネルギー型のルートではないかと推測して

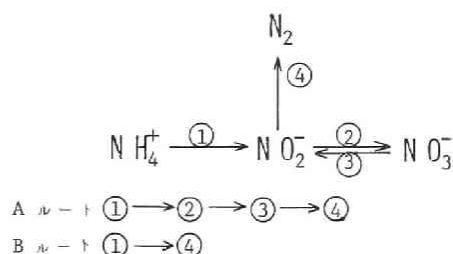


図3-1 生物学的硝化・脱窒における経路²⁾

いる。Voets 等³⁾も高濃度窒素含有廃水の処理実験から、亜硝酸による脱窒が好気条件下で起こりやすいことを種々の実験から確認している。

一方、浅田等⁴⁾は I Z 方式による高負荷曝気槽における脱窒現象のメカニズムを次のようにまとめている。

- (1) 液相で好気状況を呈していても、フロック内部は嫌気的状況である。
- (2) Voets³⁾ のいう亜硝酸脱窒が起こっている。
- (3) 好気状況でもある種の微生物は硝酸呼吸を行なう。
- (4) 槽内の DO 分布は一様でなく、偏りがある。

そして、これらの(1)~(4)が折り重なって、脱窒反応に関与していると推定している。

石橋等⁵⁾は余剰汚泥を生成しない運転条件で設計された完全混合型の曝気式ラグーンで、槽内の DO は 2 ppm 以上 (平均 4 ~ 5 ppm) に維持されている条件下において、有機性廃水を処理すると BOD の良好な除去と同時に窒素の除去が可能であることを明らかにした。この脱窒現象の要因として、

- (5) 脱窒菌による好気条件下での N_2 O ガスとしての脱窒
- (6) 汚泥フロック内部の嫌気条件下による N_2 ガスとしての脱窒

と結論づけている。

以上が単一曝気槽による脱窒プロセスが開発された当初、その脱窒現象の機構について解析したものであるが、いずれも推論の域を出ず明白な解答は得られていない。

その後、単一曝気槽における脱窒プロセスは 6 章で述べるように大に進んでいるが、脱窒現象の機構の解析は推論のみである。しかし、この中で共通する設計条件として、

- (7) 汚泥滞留時間が長く、硝化、脱窒菌等の菌体が保持しやすい。

(8) 曝気方式として、大気泡型が多く、槽内の混合は大きい、槽内部の DO は通常の装置と比べて低い。

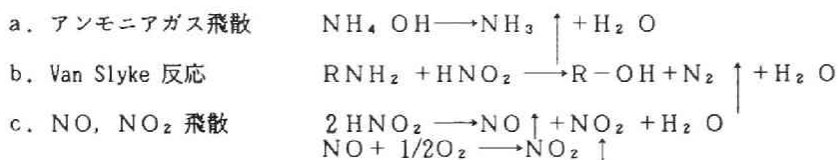
が上げられる。これらは、単一曝気槽内に各種の微生物が混在することや槽内において DO 等の環境因子が場所によってあるいは活性汚泥フロック内において異なることを示唆しているものと考えられる。

一方、脱窒反応とその影響因子の研究から重要な因子となる DO、pH、水温等の影響について検討したものも多い。⁶⁾ DO の影響の検討の多くは、混合液と接触した気相の酸素量に関するもので、これによると何%かの酸素があっても、速度は減じるが脱窒は行ないうるとしている。⁶⁾ 宗宮等⁷⁾は下水のパイロットプラント実験により、DO が硝化の律速因子になることはなく、また、

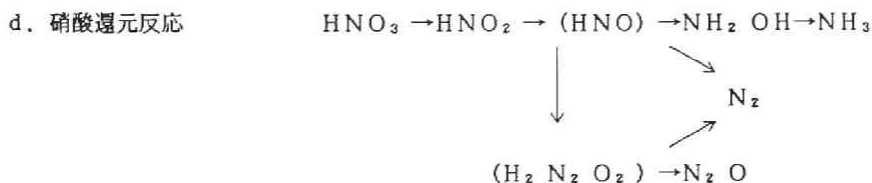
脱窒槽ではDOの存在にもかかわらず、脱窒が進行することを確認している。

田辺と渡辺¹⁰⁾は、土壤微生物の研究から好気的状態の土壌からの脱窒反応は次のような緒機作によると整理している。

(9) 化学的反応



(10) 生物学的反応



以上のような各研究を総合して、曝気条件下における脱窒現象の機構を考えると、種々の条件が入り組んで脱窒を起こすものと考えられる。この脱窒現象の機構を解析する上での重要な課題を整理すると次のようになる。

- i) 生物学的反応かあるいは化学的反応か。
 - ii) 生物学的反応である場合、脱窒反応の起こる空間はどこか、また、その空間での環境条件は
 - iii) 曝気条件下において、BOD酸化菌、硝化菌及び脱窒菌の各菌の生理は
- これらの基本的な課題に着目して、曝気条件下における脱窒機構を探る必要がある。

3-3 化学反応説

3-3-1 概説

前述のように、曝気条件下において、NH₃、N₂、NO、NO₂等が化学反応によって飛散することも考えられる。アンモニアガスの飛散は前章で述べたように硝化反応の起こる範囲内では飛散せず、また、pH 8.0以上の高い時に飛散することが判明した。しかし、槽内に亜硝酸性窒素を多く含む時はアミノ基と反応して脱窒するという説、すなわち、Van Slyke 反応説も考えられる。な

せなら、し尿の好気性消化槽において、脱窒現象がみられる槽では、多量の亜硝酸とアミノ基を有する化合物が存在しているため、この説も無視できないものがある。

そのため、本節においてはこの化学反応説を確かめるために実験を行なった。

3-3-2 実験方法

実験は1ℓのビーカーにそれぞれ所定の濃度（ NO_2-N として、10、50、100、200、500、1000mg/ℓ）を作り、全量を500mlとして、それぞれ、静置、攪拌（スターラーによる攪拌）、曝気（散気球による、曝気量1ℓ・air/分）を行ない経時変化を調べた。

また、 NO_2-N を200mg/ℓに設定して、pHを1～9に調整し、その後アミノ基として、一方はグルタミン酸ソーダ（ $\text{HOOCCH}_2\text{CH}_2\text{CH}(\text{NH})_2\text{COOH}$ ）他方はUrea（ HH_2CONH_2 ）を投入して、その後スターラーによる攪拌を行ない、経時変化を調べた。分析項目は NO_2-N （N-1ナフチルエチレンジアミンスルファニル酸変法）、 NO_3-N （ブルシン変法）、pH等である。

3-3-3 実験結果と考察
各濃度による静置、攪拌、曝気による NO_2-N の変化は表

表3-1 NO_2 の濃度差による経時変化

条件 初濃度 NO_2-N (mg/l)	After 24 hours (C/Co)			After 72 hours (C/Co)		
	静置	攪拌	曝気	静置	攪拌	曝気
10	1.0	0.95	1.0	1.0	0.95	0.96
50	1.0	0.98	1.0	1.0	0.98	1.0
100	0.99	1.0	0.98	0.99	1.0	0.96
200	0.99	1.0	0.99	0.99	1.0	0.99
500	1.0	0.98	0.99	1.0	0.98	0.99
1000	0.96	0.98	0.95	0.96	0.98	0.95

数値は初濃度に対する比

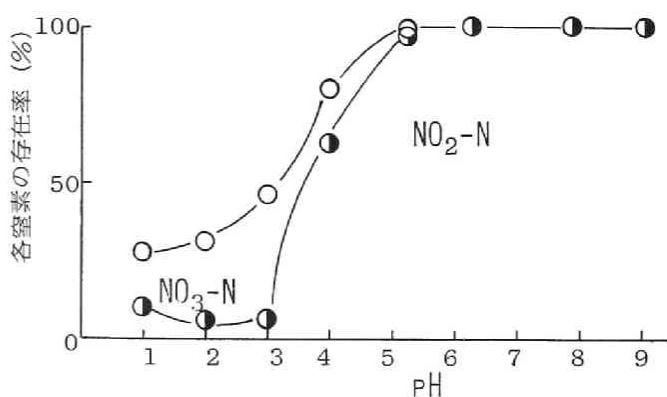


図3-2 pHの変化による VanSike反応

3-1に示すようにほとんど差がなく、また $\text{NO}_2^- \text{N}$ の減少もなかった。これより、 NO_2^- による直接の飛散はないものと考えられる。

一方、アミノ基を添加した実験では各pHによる24時間時の収支を図3-2に示す。これは初期 $\text{NO}_2^- \text{N}$ 濃度に対して、24時間後の $\text{NO}_2^- \text{N}$ 、 $\text{NO}_3^- \text{N}$ の割合である。この図からみるとpH3以下において脱窒反応があることがわかる。また、 NO_3^- の発生は酸性域で NO_2^- の変化によるものとみられる。

以上から、本実験条件内ではpH3以下においてVan Slyke反応がみられ、 NO_2^- は NO_3^- と N_2 ガスに移行することがわかった。

3-3-4 要約

以上の化学的実験より、曝気槽内での脱窒現象は化学的反応によるものではないことがわかった。すなわち、曝気槽内での硝化、脱窒反応はpH6~8付近で運転されており、pH3以下でないと化学反応は起らず、このpH域では活性汚泥微生物は生存し得ないことによる。このため、曝気条件下における脱窒反応は生物学的反応と考えられ、化学反応説は否定された。

3-4 半回分実験による検討

3-4-1 概説

2章で述べたように好気性消化槽による窒素の除去は生物学的脱窒現象に起因することが推察されたが、なぜ、この脱窒現象が起こるかは解明できなかった。そのため、本節においては、半回分実験による窒素の経時変化とそれに係わる影響因子を調べ、曝気条件下の脱窒現象の機構について種々の検討を行なった。

3-4-2 実験方法

実験に供した汚泥は下水処理場の返送汚泥を種汚泥として、前章で最も窒素の飛散率の大きくなった水温30℃、滞留時間25日において十分に馴致したものを使用した。そして、曝気量の影響による変化をみるために、曝気量を500~2000 $\text{m l} \cdot \text{air} / \text{分}$ に変えた実験条件において、各窒素の挙動とpH、溶存酸素(DO)、酸化還元電位(ORP)等の環境因子について、その経時変化を調べた。なお、実験装置と分析方法は前章の図2-5および表2-8と同様である。

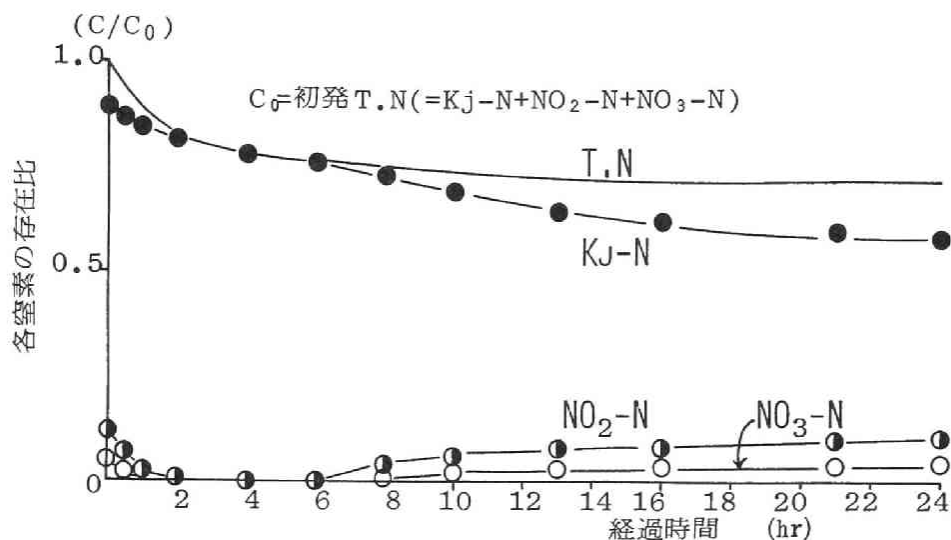


図3-3 半回分実験による各窒素の経時変化

3-4-3 実験結果と考察

1) 窒素の挙動

原水投入後、各窒素の経時変化の一例を図3-3に示す。これは原水投入5分後の総窒素 (T.N) を C_0 として、各経時変化をみたものである。この図からみると T.N、Kj-N は高い値を示しているが、原水と処理水の窒素収支をとると前章の表2-10の25日滞留時間における結果と同様となり、T.N 除去率は約80%である。この図にも示されるように、Kj-N は経時的に減少しているが、NO₂-N、NO₃-N は原水投入後1時間内に消失し、約8時間後に再びみられるようになり、24時間後には完全に前日の状態にもどっている。また、T.N の経時変化から、脱窒反応は投入1時間後が最も大

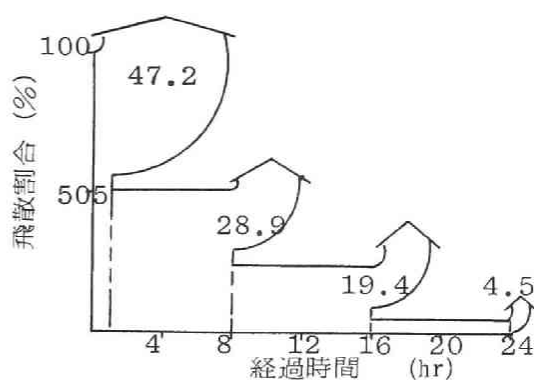


図3-4 窒素飛散量の経時変化

きく、その後、8時間後までは漸減し、NO₂、NO₃ が回復する所では極く、わずかの脱窒反

応示することがわかる。

一方、同じ実験条件において、窒素の飛散量の割合を示したものが図3-4である。この飛散量は前章で述べた不明量を経時的に表したものであり、アンモニア以外の窒素の飛散を示している。この結果、大部分の飛散は投入直後から8時間後までに飛散すると言える。

2) 環境因子について

図3-5にDO、ORP、pHの経時変化をそれぞれ示す。これは窒素除去率の異なる曝気量1000ml・air /分と窒素除去率は低い硝化率が高い曝気量2000ml・air /分について比較している。DOは曝気量2000ml・air /分において、原水投入後一時的に減少するものの直ぐ、回復した。また、曝気量1000ml・air /分において、原水投入後8時間後までは0mg/lを示し、

その後、漸次回復している。これは、窒素除去率を上げるには曝気量の制御が必要であることを示している。ORPは、曝気量が1000ml・air /分では原水投入後8時間まで、0以下の負の値を示し、槽全体が嫌気の状態を呈していることがわかる。しかし、曝気量2000ml・air /分では嫌気の状態にならないことがわかった。また、pHは各条件とも原水投入後上昇し、その後漸次減少している。

これらの結果にも示されるように、脱窒現象の大きい実験条件では原水投入直後に曝気槽内は嫌気の状態を呈し、投入前に存在した NO_2^- 、 NO_3^- の硝酸性窒素は全部脱窒された。その後においても脱窒反応がみられるが、これは後に硝化された窒素が直ちに脱窒されるものと考えられ、経過時間が1～8時間内においてはこの傾向が強く、硝化、脱窒の両反応が継起的に進んでいることがわかる。DO、ORPの回復する8時間後は脱窒反応が少なくなり、硝化反応が進み、 NO_2^- 、N

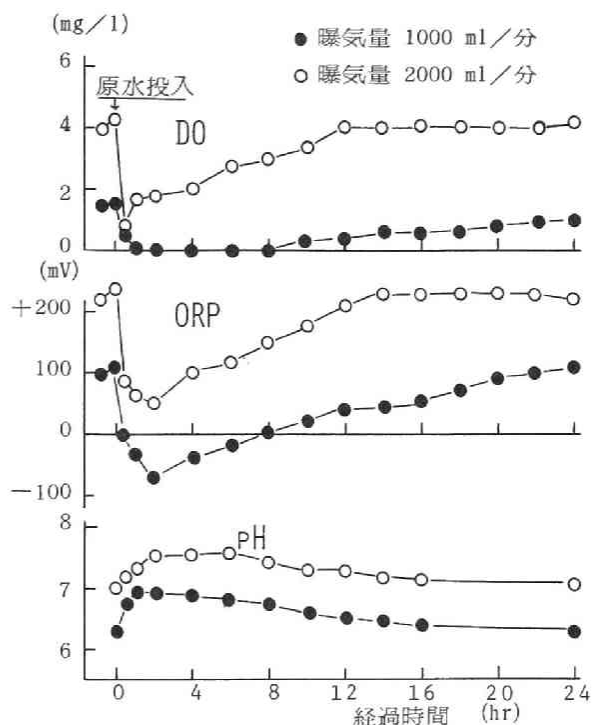


図3-5 原水投入後の各経時変化 (25日滞留)

O_3^- が出現するものと考えられる。その後の13時間以後 NO_2^- 、 NO_3^- は一定量を保ち、上昇しない。これはアルカリ度の減少等による硝化の律速が考えられる。

3-4-4 要約

以上から、曝気条件下の脱窒反応は次のような場合に起こることがわかる。

1) 原水投入直後から1時間までは、BOD消費のため槽内が嫌気状態を呈し、 NO_2^- 、 NO_3^- は生物学的に還元されて、 N_2 あるいはその他の窒素酸化物として飛散することにより脱窒される。この脱窒反応は脱窒の条件である水素供与体の存在と嫌気条件の両方とも具備しており、常識的な脱窒である。

2) 投入1～8時間においてはDOが0 mg/l 付近であるにもかかわらず、硝化・脱窒反応が進行している。このことは、BOD酸化と硝化によって、供給された酸素が直ちに消費されることから、DOが0 mg/l になるものと考えられる。

3) 以上の考えが曝気槽における脱窒現象の主因であることがわかる。これを標準的な曝気槽におきかえて考えると図3-6に示すような槽内の状況が想像される。この図は曝気槽内の環境が一定でなく、DO等の環境因子に濃度分布ができるこ



図3-6 曝気槽内想像図

とを示している。槽の前半部においてはBOD酸化及び硝化のため、酸素が消費され、嫌気の状態を呈し、ここで硝化された窒素は直ちに脱窒されるものと考えられる。また、槽後半部では酸素が十分に供給されるため、 NO_2^- 、 NO_3^- は多く存在するが、一部の NO_2^- 、 NO_3^- は曝気による旋回流や循環流により槽前半部へ移動して、そこで脱窒されることが予想される。

3-5 飛散する窒素の成分について

3-5-1 概説

これまでの脱窒現象の研究では主に水溶液の分析を通しての実験結果から物質収支をとり、その

差を脱窒量と仮定した研究がほとんどであり、脱窒によって飛散する窒素の成分までは言及されていない。とくに、曝気条件下においての脱窒は空気曝気を行なうことから、空気に多量の N_2 成分が存在するため、飛散成分の測定は困難である。そのため、この分野の研究は遅れている。

しかし、図3-7に示すように通性嫌気性細菌による硝酸還元作用の結果、

N_2 、 N_2O ガスなどが発生するが、これら窒素飛散成分を知ることは脱窒現象を解明する上で重要な鍵となる。

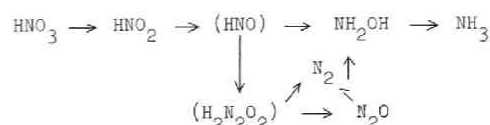


図3-7 硝酸還元作用経路^{36), 37)}

既知の研究では次のようなものがある。

Delwiche⁹⁾はpH 7.3以下では N_2 ガス

成分が、pH 7.3以上では N_2O ガスの生成がそれぞれ増すことを見出している。Goreau¹⁰⁾は N_2O は硝化によって直接発生し、 O_2 濃度が低く、 NH_4^+ 濃度が高い時に亜硝酸化が起り、 N_2O が発生するとしている。また、 NO_2^- を NO_3^- に酸化する無機栄養細菌は酸化の過程でわずかに N_2O を生成することを報告している。また、これとは逆の還元過程で、Yoshinari¹¹⁾は、 NH_4^+ に還元するバクテリアは N_2O を生成せず、硝酸還元菌による N_2O の生成を認めている。石橋⁵⁾は、好気条件下では N_2O ガスが N_2 ガスに比較してより容易に脱窒され、 N_2O ガスの好気条件下での生成を図3-7の脱窒素系にあてはめて説明している。それによると、 NO_3^- が NH_4^+ へ還元されるいわゆる同化過程において、中間生成物により N_2O が非酵素的に生成するならば、 NO_3^- の好気条件下の同化反応と N_2O の好気条件下での生成は関係があると推定している。

以上はいずれも純粋脱窒素細菌を分離した研究から初まっており、混合微生物集団である活性汚泥による脱窒現象の説明には難点があるものが多い。そのため、本研究においては実際の活性汚泥を使い、空気に代わる混合ガス(O_2 21%、 A_r 79%)で曝気を行ない、飛散するガス成分を分析して各種の検討を行なった。

3-5-2 実験方法

図3-8に示すように、排気口以外は完全に密封した実験装置において、汚泥は各実験条件で十分に馴致したものを使用した。曝気は空気中に占める N_2 成分を不活性成分であるアルゴンガスに変えた混合ガス(A_r 79%、 O_2 21%)を用いて行なった。実験は半回分式と回分式の2通りの実験を行なった。以下にその方法を示す。

1) 半回分式実験 前節
で述べた実験と同様の実験条件において、原水投入後経時的に排気口よりサンプリングバッグを用いてガスを採取した。ガス分析は熱伝導度型ガスクロマトグラフィー（日立 K-23TCD）を用いて測定した。ガスクロマトグラフィーの測定項目と測定条件は次のようになる。

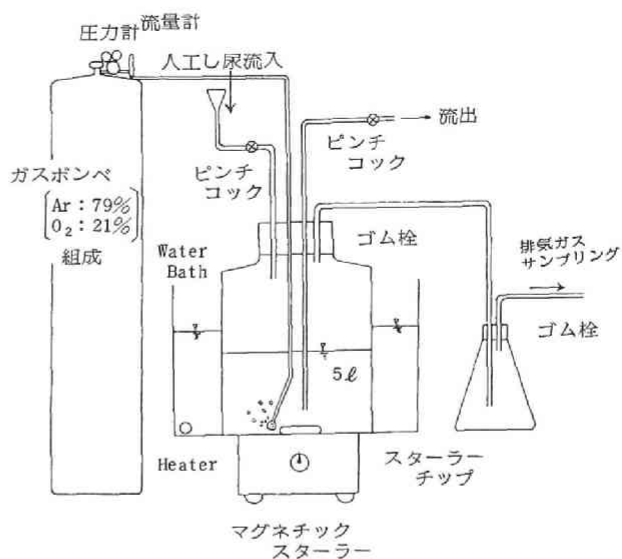


図3-8 実験装置概要

(a) N_2 、 NO 、 O_2 の測定

カラム充てん剤 Molecular sieve 5A

カラム長 直径3cm×200cm

再生温度 250℃

カラム温度 55℃

キャリアガス流速: He、38ml/min

ピーク時間、 O_2 1分10秒、 N_2 1分45秒、 NO 3分15秒

(b) N_2O 、 CO_2 の測定

カラム充てん剤 活性炭

カラム長 直径3cm×200cm

再生温度 100℃

カラム温度 68℃

キャリアガス流速: He 38ml/min

ピーク時間 ($Ar + O_2$) 1分、 CO_2 6分、 N_2O 8分

ガスの定量は次式より求めている。

$$W = \frac{S}{S_0} \times M \times \frac{x}{22.4} \times \frac{1}{x} \quad (3-1)$$

ここで、W：求めるガス排気量 (mg/min)

M：求めるガスの分子量 (mg)

S：分析試料ピーク面積 (cmf)

S₀：標準ガスピーク面積 (cmf)

x：採取ガス注入量 ($2.15 \times 10^{-3} \ell$)

2) 回分式実験 半回分式実験と同じ装置において、表2-7で示した模擬し尿を希釈（水道水で1/5～1/50に希釈した）した原水を投入し、経時的に排気ガスの分析をした。また、模擬し尿を1/10に希釈した原水中へ一方はNO₃⁻源として硝酸カリウムを所定量（NO₃⁻-Nとして25～300mg/ℓ）添加し、他方はNO₂⁻源として亜硝酸ナトリウムを所定量（NO₂⁻-Nとして25～300mg/ℓ）添加したものをそれぞれ原水として投入し、排気ガスの経時変化と水質変化を調べた。なお、排気ガスの測定項目等は半回分式実験と同様である。

表3-2 窒素飛散量とその組成比

実験条件		総 窒 素 飛散量 (mg/ℓ)	組 成 比 (%)	
			N ₂ -N	N ₂ O-N
半 回 分 式	原水 250mℓ投入	618.0	77.0	23.0
	原水 300mℓ投入	856.6	82.3	17.7
	原水 500mℓ投入	711.2	85.7	14.3
回 分 式	原水を1/50希釈	90.2	97.0	23.0
	原水を1/20希釈	103.2	90.0	10.0
	原水を1/15希釈	184.6	85.4	14.6
	原水を1/10希釈	131.7	89.8	10.2
	1/10原水希釈 +NO ₂ ⁻ -N 200mg/ℓ	250.8	76.7	23.3
	1/10原水希釈 +NO ₃ ⁻ -N 200mg/ℓ	216.7	91.3	8.7

* 総窒素飛散量は液換算濃度とする (mg/ℓ)

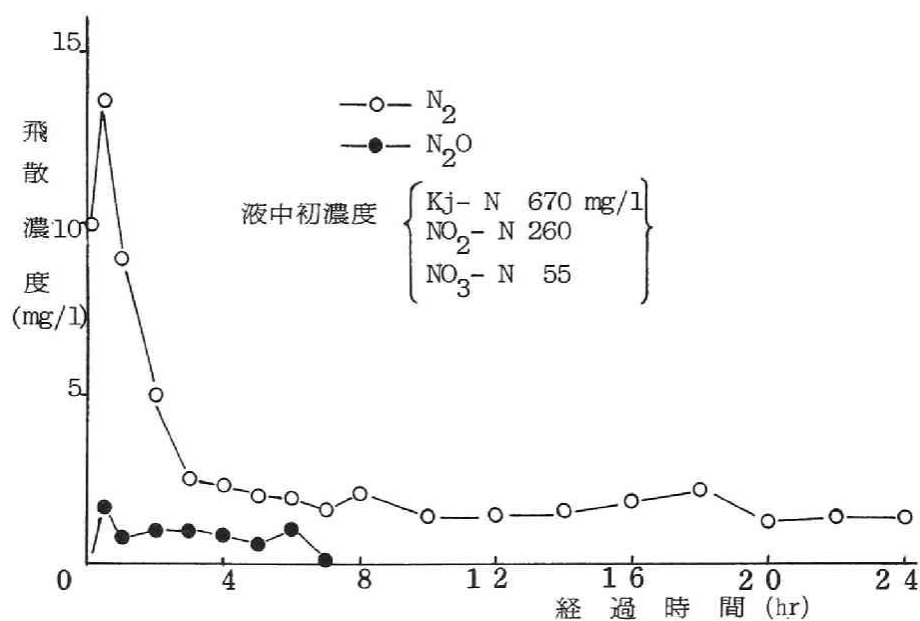


図 3-9 半回分実験による飛散窒素の経時変化

表 3-3 総窒素の物質収支と飛散量 (単位mg)

条件	流入量 (原水+混合液)	流出量 (混合液)	不明量 (流入量-流出量)	飛散量 ($\text{N}_2\text{-N} + \text{N}_2\text{O-N}$)
1/10原水	1770.5	1540.5	230.0	237.6
1/10原水 + $\text{NO}_2\text{-N}$ 50mg/ℓ	1793.9	1304.4	489.5	491.1
1/10原水 + $\text{NO}_3\text{-N}$ 50mg/ℓ	1786.6	1466.1	320.5	335.8

3-5-3 実験結果と考察

半回分式実験による窒素の飛散の変化の一例を表 3-2、図 3-9 に示す。各実験条件とも N_2 、 N_2O 以外の排気はなかった。 N_2 は投入直後 15~30 分においてピークがみられ、その後次第に減

少している。 N_2O は N_2 に比べ総量が少なく総窒素排気量の8~24%程度であった。また、ピークは投入1時間後付近であり、投入8時間後以降の発生はみられなかった。このため、 N_2O の発生は嫌気的条件下のみであり、石橋等⁵⁾の説明と違う結果となった。

次に、回分実験による結果を表3-2、3-3、図3-10~3-11に示す。表3-3は水質分析結果による不明量と窒素の飛散量を比較したものである。各実験とも多少の誤差はあるが、収支は比較的とれているものと考えられる。

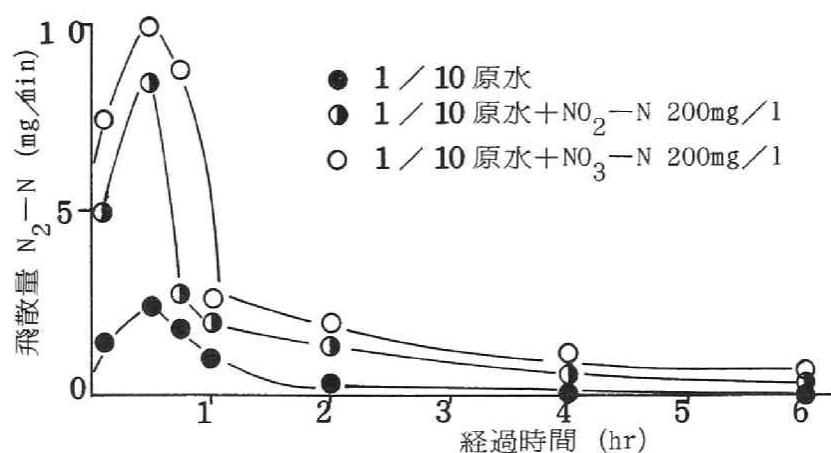


図3-10 回分実験による N_2-N 飛散の経時変化

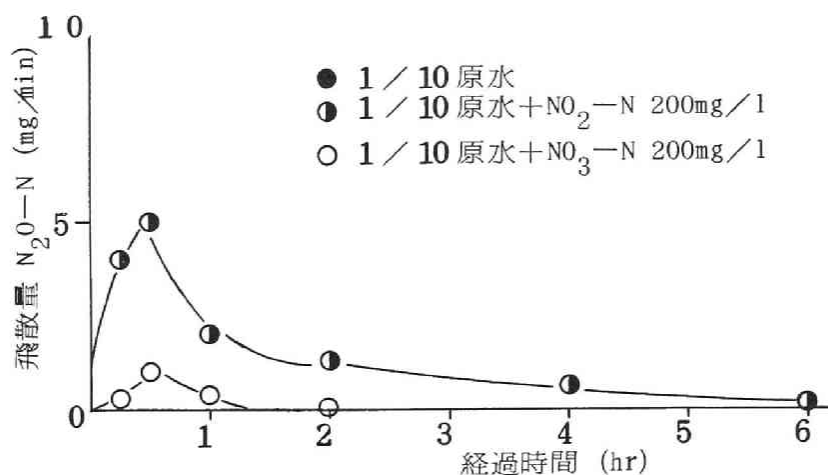


図3-11 回分実験による N_2O-N 飛散の経時変化

図3-10～3-11は模擬し尿を1/10に希釈した液へ NO_2^- 、 NO_3^- がそれぞれ200mg-N/lになるように添加した原水を投入し、比較検討したものである。これより、注目すべき結果が得られた。 N_2 発生量は各条件とも大差はないが、各実験とも NO_3^- 源を添加した実験では N_2 の排気ガスが増大した。一方、 NO_2^- 源を添加した実験では N_2O の排気ガスが飛躍的に増えることがわかった。これは好気性消化槽等で脱窒現象がみられる水中では NO_2^- が多く存在しており、この NO_2^- が脱窒する時は N_2 として飛散するものと N_2O として飛散するものがあることを示している。また、 NO_3^- が多く存在する場合においては N_2 飛散が大部分であり、 N_2O 飛散は微量であることが判明した。

3-5-4 要約

以上の窒素発生ガス機構の実験的解析より次のようなことが確認された。

- 1) 好気条件下による N_2O ガスの発生はほとんどなく、嫌気的条件下において発生しやすい。
- 2) 半回分式実験においては液中に NO_2^- が多く存在しており、この環境での脱窒は N_2 と N_2O ガスが発生することが確認された。また、 N_2O ガスは全飛散量の8～24%程度であることがわかった。
- 3) 回分実験より、液中に NO_2^- が優先して存在する場合は N_2O ガスが比較的飛散しやすく、逆に NO_3^- が多く存在する場合は N_2O ガスが発生しにくいことが判明した。
- 4) 以上より、本実験条件下での脱窒現象は NO_2^- から直接 N_2 、 N_2O ガスとして飛散していることが確認された。これはVoets²⁾や村田等²⁾の推定を裏付ける結果となった。

3-6 活性汚泥フロック内部と脱窒作用

3-6-1 概説

曝気条件下における脱窒現象の一つの説として、活性汚泥フロック内部が嫌気性を呈し、この中で脱窒するという説も多く言われている。

橋本等¹²⁾はフロック径と酸素レベル、有機物レベル、 $\text{NO}_x\text{-N}$ レベル等との相互関係を調べる必要があると指摘している。渡辺等¹³⁾もまた、同様の指摘を行なっている。

これらの考えは液相中にDO濃度は存在してもフロック内ではDOの濃度勾配を形成し、中心部では嫌気的な雰囲気となり、そこで硝化された窒素は脱窒反応を受けると言うものである。本節で

はこの活性汚泥フロック内部と脱窒反応について検討する。

3-6-2 活性汚泥フロックとDO

活性汚泥フロックとDOの関係については数多くの研究がみられるが⁶⁾、これらの研究を大別すると次の2つの考え型に分けられる。

(1) 酸素のフロック内への物質移動（拡散律速）

(2) フロック内での代謝反応（化学反応律速）

(1)は、生物汚泥フロックのような細胞集合体では液本体の乱流がフロック内部まで及びにくく、生物学的活性に物質移動が影響する考えである。フロック粒径、フロック表面の酸素濃度及び酸素の分子拡散等がその影響因子となる。Wuhrmann¹⁴⁾ は球形フロック中への酸素拡散係数を計算し、球形フロック内部にある細胞の酸素吸収率を制限する臨界酸素濃度は $0.1\text{mg}/\ell$ であり、この濃度を得るために必要な液相の酸素濃度は $2.0\text{mg}/\ell$ であると結論している。Mueller¹⁵⁾、Ruffer¹⁶⁾ 等も同様の考えを述べている。

一方、(2)は汚泥フロック内で行なわれる反応は O_2 と $\text{NO}_x - \text{O}$ が競合し、親和性の違いから O_2 が消費された後、 $\text{NO}_x - \text{O}$ が利用され、付随的に脱窒すると言う考え方である。

Krul¹⁷⁾ は活性汚泥のようなフロック中ではバクテリア細胞による酸素消費は周辺に酸素勾配を生成し、細胞集合体内の比較的酸素濃度の低い所ではたとへ液相の O_2 が $1.5\text{mg}/\ell$ でも異化的硝酸還元がフロック内で起こりうるとしている。

この2つの考えは一見すれば同じようにもみえるが、速度論的にみた場合、3-6-4項で後述するような違いがある。すなわち、前者(1)は生物体内の移動（拡散）であり、後者(2)は生物体内での代謝反応と言うことになる。

3-6-3 活性汚泥フロックの粒径

活性汚泥フロック内の物質移動が律速となる場合、その律速はフロックの大きさ、形及び比重等が関与するものと考えられるため、フロックの粒径等についての調査を行なった。

活性汚泥フロックの物理化学的性質については多くの研究者による発表されているが¹⁸⁾ フロックの粒径について、FinstenとHeukelekian¹⁹⁾ はスライドガラス上で乾燥したフロックを投影して測定した結果、大体 $0.02 \sim 0.2\text{mm}$ の範囲にあるとしている。浦等²⁰⁾ はフロックの粒度分布は 50μ 近傍にピークが有り、高谷²¹⁾ は $30 \sim 90\mu$ の範囲が多いとしている。

本研究では脱窒現象のある装置（後述する）において、汚泥フロックをスライドガラス上に採取

し、顕微鏡で観察し、平均径を求めた。

表3-4にその測定結果を示す。この表にも示されるように汚泥フロック径は一般的な活性汚泥フロック径よりも小さく、汚泥フロック内での酸素や基質の拡散律速の影響は一般的な活性汚泥フロックよりも少ないことが予想された。

3-6-4 活性化エネルギー

液相中の基質や酸素の移動過程は一般的に次のような過程からなる。

(1) 基質の液本体から生物フロックへの移動

(2) 基質の生体内（フロック）移動

(3) 生物反応による基質の代謝

(4) 代謝産物の生体外への排出

これらのうちで(4)は(2)から(1)の逆方向の過程を経て排出されるが、これは通常、律速とはならないため、移動過程から除外して考えてよい。

(1)については液内の流動や装置の混合特性から導かれるので、ここでは除外する。

本研究の主目的である(2)、(3)については今後、速度論的解析を進める上で重要となる。

この(2)が律速となるかについて調べる便利な指標として活性化エネルギーがある。

拡散律速化にある触媒酵素の総括反応速度式は次のように表される。²²⁾

$$-r_{Am} \propto k_{mn}^{1/2} D_{eA}^{1/2} C_{AS}^{(n+1)/2} \quad (3-2)$$

ここで、

r_{Am} : 成分Aの反応速度 ($\text{mol} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$)

k_{mn} : 触媒質量基準のn次反応速度定数

D_{eA} : 有効拡散係数 ($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$)

C_{AS} : 触媒外表面における成分Aの濃度

n: 反応次数

表3-4 活性汚泥フロック平均径 (μm)

槽番号 条件	1	2	3	4	5
Run 1	42.5	38.2	31.8	27.6	27.2
Run 2	34.3	30.0	25.4	24.2	23.7
Run 3	36.1	33.1	33.1	31.8	33.4
Run 4	36.2	31.5	32.9	29.3	30.2
Run 5	45.9	43.2	36.0	26.6	27.6
Run 6	44.1	33.0	38.3	32.1	39.2
Run 7	31.7	29.8	29.2	28.5	29.5
Run 8	30.7	27.6	23.4	21.2	26.8

Run 番号は5章の実験Run 番号と同じである。

もしも k_{mn} と D_{eA} の温度依存性が次の Arrhenius 式で

$$k_{mn} = A \exp(-E/RT), \quad D_{eA} = B \exp(-E_D/RT) \quad (3-3)$$

ここで、

A、B：頻度因子

E、 E_D ：活性化エネルギー ($J \cdot mol^{-1}$ 、 $cal \cdot mol^{-1}$)

R：気体定数 ($8.314 J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$)

T：絶対温度 (K)

のように表わせると、拡散律速下における温度依存性は

$$-r_{Am} \propto k_{mn}^{1/2} D_{eA}^{1/2} = (AB)^{1/2} \exp\left[\frac{-(E+E_D)/2}{RT}\right] \quad (3-4)$$

で表わせる。したがって、みかけの活性化エネルギー E_{obs} は

$$E_{obs} = (E+E_D)/2 \cong E/2 \quad (3-5)$$

によって与えられる。通常は $E \gg E_D$ であるので、拡散律速下では真の活性化エネルギーの約 $1/2$ 以下の値が見かけの活性化エネルギーとして観測される。ここで、各生物処理法の活性化エネルギーを調べたものを表 3-5 に示す。

表 3-5 生物処理各法の活性化エネルギー

処 理 法	活性化エネルギー (cal / mol)	文 献
活性汚泥法	8 0 0 0 ~ 1 8 0 0 0	井手 ²⁷⁾
循環式硝化脱窒法	1 9 8 0 0	井手 ²⁷⁾
一相式硝化・脱窒法	1 3 5 0 0 ~ 2 5 1 0 0	Sutton et al ²⁸⁾
二相式硝化・脱窒法	1 6 8 0 0	Dawson et al ²⁹⁾
嫌気性流動床	4 3 0 0	松井 等 ³⁰⁾
回転円板法	8 5 4 0	渡辺 等 ³¹⁾
本研究	1 5 8 0 0	

これより、活性汚泥法や本研究による脱窒法等の浮遊式活性汚泥法では $10,000 \sim 20,000 cal / mol$ を示し、生物膜法における $4,000 \sim 8,000 cal / mol$ の値の 2 ~ 3 倍を示した。このことは、浮

遊式活性汚泥法においては汚泥フロック内での酸素や基質の拡散律速は無視してもよいものと考えられ、代謝反応が律速であると考えても差しつかえないことが判明した。

3-6-5 要約

1) 十分に攪拌された曝気条件下における脱窒現象は活性汚泥フロック内部が嫌氣的となり、ここで脱窒反応を受けることも予見できるが、このような環境となる場合は、酸素の汚泥フロック内の拡散律速によりフロック内が嫌氣性を呈するものでなく、代謝反応により酸素が消費され、フロック内部が嫌氣的になるものと判断された。

2) したがって、この脱窒反応を速度論的に扱う場合は代謝反応による律速を考える方が現実 に即するものと考えられる。

3) 汚泥フロック粒径は通常の活性汚泥法の粒径よりもやや小さい値を示した。

4) 活性化エネルギーは他の浮遊式活性汚泥法と同等の値を示した。これらの処理法では、生物フロック内での拡散律速は反応速度論全体からみた場合、無視しても差し支えないものと考えられる。

3-7 活性汚泥指標生物と脱窒菌について

3-7-1 概説

廃水中に含まれる溶解性の有機物は細菌や菌類などによって直接摂取されるが、微小動物はこれら有機物を栄養源にすることはできない。そのため、生物処理の主役は細菌などの腐生栄養性の微生物と言われているが、実際には原生動物、袋形動物などの完全動物栄養性の微生物が共存しないと廃水の浄化は達成できない。このため、各種の生物処理において、細菌や微小動物を計測することがその生物処理の性格を知る上で重要な要素となる。

細菌の同定は主に培養法によって計測され、微小動物等は顕微鏡で計測されている。

顕微鏡で判定できる微生物は各種の活性汚泥法における環境条件、処理水質の良否を知る指標生物となる。特に、原生動物および微小後生動物は比較的同定や計測が容易であるから、水質管理のための一つの測定項目として従来から多くの処理施設で観察されている。

このため、本研究においても、研究の特殊性もあり、顕微鏡による計測を行ない、他の生物処理法と比較検討した。

一方、細菌類は本プロセスの特徴として、BOD酸化菌、硝化菌、脱窒菌が混在して存在しているものと考えられる。曝気条件下であり、BOD酸化菌、硝化菌は十分に存在するものと考えられるが、脱窒菌の存在は予想しにくいものがある。そのため、脱窒菌の存在の可否を培養法により確認した。

3-7-2 実験方法

5-3節に述べる槽列モデル型連続実験装置において、各実験条件における活性汚泥混合液を各槽（10槽）から採取し、原生動物、微小後生動物等は顕微鏡観察を行なった。倍率は100～400倍で行ない、計測はSramek-Husekの表示法²³⁾にしたがって行なった。

また、脱窒菌は希釈操作した汚泥を表3-6に示す硝酸塩肉エキス培地²⁴⁾で9日間培養後、呈色反応により脱窒菌の有無を調べ、MPN法により脱窒菌数を係数した。

表3-6 硝酸塩肉エキス培地²⁴⁾

成 分	量
肉エキス	3.0 g
ペプトン	5.0 g
KNO ₃	1.0 g
蒸留水	1000mℓ
pH	7.0 ～7.2

3-7-3 実験結果と考察

1) 生物相 表3-7に各実験条件による検鏡結果例を示す。Arcella、Euglypha、Vorticella、Litonotus等がみられた。各実験条件とも根足虫類に属するArcella、Euglypha等が多く観察された。これは表3-8に示すような一般的な活性汚泥指標生物と異なる生物が出現しているものと考えられる。Arcellaの出現環境は、曝気槽において硝化が起こりpHは酸性側となり、かつ汚泥日令（SRT）が長いときに観察されることが多いと言われている。²³⁾ また、山田等²⁵⁾も回転円板法によるし尿の硝化実験によりArcella、Euglyphaが多く、出現頻度が最も高かったことを示している。このように、Arcella、Euglyphaは硝化に関する指標生物となることがわかる。

活性汚泥が良好な時に出現するVorticellaは今回の実験条件では逆混合流量が大きい程出現している。これは逆混合のない押し出し流れ型の槽の流入部においてはF/M比が高く、微生物の生息域として条件が悪いことを示しており、逆に逆混合が大きくなると各槽間が均一化され、適切なF/M比となるものと考えられる。Vorticellaの出現する負荷は0.07～0.15kg・COD/kg・SS/dayとなっている。

表 3-7 各実験条件による生物相の比較 (Sramek-Husek表示法による)

生物名 槽番号	Arcella	Eugly- pha	Opercu- laria	Colpoda	生物名 槽番号	Arcella	Eugly- pha	Colpoda	Liton- otus
1	++++	+	++	+	1	++++	+	+	+
2	+++++	+	+	+	2	++++	++	++	++
3	+++++	++		+	3	+++++	+	+++	++
4	++++	++			4	+++++	++	++++	+++
5	+++++	++			5	+++++	+	++++	+++
6	++++	++			6	++++	+	++++	++
7	+++++	++		++	7	++++	+	+++	++
8	++++	++			8	++++	+	+++	+++
9	+++++	++			9	+++	++	++	++
10	++++	++			10	+++	++	++	+++
20日滞留 返送汚泥 3.03Q Kj-N除去率 62.2% TN除去率 38.7%					10日滞留 返送汚泥 2.88Q Kj-N除去率 72.7% TN除去率 51.9%				
生物名 槽番号	Arcella	Eugly- pha	Liton- otus	Vorti- cella	生物名 槽番号	Arcella	Vorti- cella	Euglypha	Trochel- minthes
1	+++		+		1	++++	++	++	+
2	++++	++	+		2	++++	+	+	++
3	++++		++	+	3	++++	++	+	+++
4	++++	++	+++	+	4	+++++	++++	+	+++
5	+++	++	++		5	+++	+++++		++
6	+++	++	+++		6	+++	+++++	+	+++
7	+++	++	+++	+	7	+++	+++++		+++
8	+++	+	+++		8	+++	+++++		+++
9	+++	++	+++	+++	9	++++	+++++	++	+++
10	+++	+	++++		10	++++	+++++	+	+++
10日滞留 返送汚泥 2.79Q 新環量 2Q Kj-N除去率 70.1% TN除去率 50.5%					10日滞留 返送汚泥 2.7Q 新環量 5Q Kj-N除去率 73.9% TN除去率 61.9%				

各槽間生物相の相違は第1、2槽と他の槽を比較すれば、環境条件の違いによる微生物の相違が容易に理解できる。なぜなら、各実験条件とも第1、2槽はDO、ORPとも嫌気的狀態を示しており、それ以下の槽は好気的狀態を示しているためである。このため、第1、2槽と他槽の微生物の出現種類は大きく異なるものと考えられたが、有為の変化はなく、わずかに第1槽では他槽と比較して生物数が少ないことがわかった。これは第1、2槽が完全に独立した嫌気槽ではなく、返送汚泥、逆混合によって、常に好気性生物が送入されていることを示しており、一時的に嫌気部への流入であるため、流下することによりすぐ回復する可能性を持った微生物が多いものと考えられる。

2) 脱窒菌 脱窒

菌の計数結果について

は表3-9、図3-12

～3-13に示す。表3

-9には第1、5、10

槽における脱窒菌数を

計測した結果を示した

が、第1槽でやや菌数

は多いがオーダー的に

は同数であり、嫌氣的、

好氣的状態での変化は

あまりないものと考え

てもよい。これは脱窒

菌が通性嫌気性菌であ

り、嫌氣、好氣兩状態

においても増加するこ

とを示している。今回

の実験条件において、

表3-8 活性汚泥の生物相 (混合液1mlの生物数) ³²⁾

生 物 名	落 合	芝 浦	三河島	砂 町
<i>Vorticella convallaria</i>	1,320	3,720	680	0
<i>Vorticella microstoma</i>	0	60	840	3,140
<i>Vorticella nebulifera</i>	200	220	0	0
<i>Vorticella</i> sp.	60	160	60	0
<i>Carchesium polypinum</i>	200	0	80	720
<i>Zoothamnium arbuscula</i>	920	0	0	200
<i>Epistylis</i> spp.	720	1,340	1,640	420
<i>Opercularia</i> spp.	0	0	0	640
<i>Aspidisca lynceus</i>	2,940	0	0	200
<i>Euplotes</i> sp.	20	0	0	0
<i>Glaucoma</i> sp.	0	0	20	0
<i>Tetrahymena</i> sp.	0	20	0	0
<i>Loxophyllum</i> sp.	300	140	80	0
<i>Litonotus</i> sp.	420	620	240	580
<i>Amphileptus</i> sp.	20	0	0	0
<i>Dileptus</i> sp.	0	140	0	0
<i>Podophrya</i> sp.	0	20	0	0
<i>Tokophrya</i> sp.	60	40	20	0
<i>Acineta</i> sp.	0	60	0	0
<i>Arcella vulgaris</i>	20	0	0	0
<i>Amoeba</i> spp.	60	300	20	0
<i>Bodo edax</i>	0	0	260	100
<i>Pleuromonas</i> sp.	60	0	60	100
<i>Peranema</i> sp.	20	0	0	0
<i>Astasia</i> sp.	60	0	20	0
<i>Oikomonas termo</i>	60	0	160	0
<i>Philodina</i> sp.	40	0	0	0
<i>Rotaria rotatoria</i>	0	0	0	20
<i>Rhabdoluminus</i> sp.	0	0	20	0

表3-9 第1、5、10槽における脱窒菌数

単位 (個/g・SS)

第1槽	第2槽	第3槽	実験条件
1. 41 × 10 ¹⁰	0. 59 × 10 ¹⁰	0. 43 × 10 ¹⁰	t=20, h=0
2. 54 "	9. 78 "	0. 98 "	t=10, h=0
0. 95 "	0. 52 "	1. 15 "	t=10, h=2. 0
3. 51 "	2. 37 "	1. 00 "	t=10, h=5. 0
7. 87 "	1. 29 "	0. 63 "	t=10, h=10. 0
4. 40 "	1. 70 "	3. 80 "	t=10, h=20. 0
4. 92 "	0. 60 "	1. 68 "	t=10, h=36. 3

t: 原水滞流時間 (日), h: 逆混合比

脱窒菌数は乾燥汚泥重量
 当り $1 \sim 8 \times 10^{10}$ 個 / g
 であったが、これは表 3
 -10 に示す回転円板法や
 曝気式ラグーンにおける
 その数よりも大きい値を
 示した。これは脱窒菌の
 増殖は溶存酸素の存在す
 るいわゆる酸素呼吸にお
 ける方が嫌気条件下によ
 る硝酸呼吸よりも増殖速

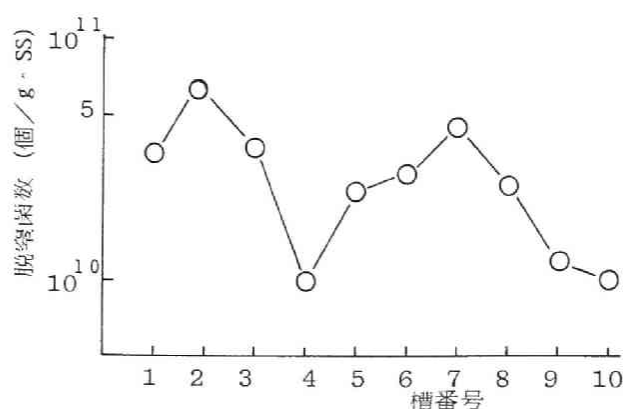


図 3-12 各槽における脱窒菌数 (実験条件、10日
 滞留、逆混合比 5.0)

度が大であるという通説²⁶⁾とも一致しており、好気的状態における増殖率が高いことを示してい
 る。

表 3-10 各装置の脱窒菌の比較

	脱 窒 菌 数 個 / mg SS	文 献
回転円板法	1st 2st 3st 4st 2.7×10^5 6.1×10^5 2.6×10^5 1.9×10^5	須藤隆一 ³³⁾
脱窒回転円板法	3.9×10^7 8.3×10^6 4.0×10^5 5.6×10^5	
曝気式ラグーン	4.3×10^4 ~ 3.3×10^5 個 / mg 汚泥	石橋等 ⁵⁾
浸漬床法 (かきがら)	曝気槽 1.5×10^5 ~ 3.9×10^3 かきがら槽 $4.8 \sim 5.5 \times 10^3$ 個 / ml	鈴木等 ³⁴⁾
嫌気-好気高濃度 活性汚泥法	嫌気槽 1×10^5 / ml	橋本他 ³⁵⁾
本実験	第 1 槽 $1.41 \sim 7.87 \times 10^7$ 第 10 槽 $4.3 \sim 38 \times 10^5$ 個 / mg 汚泥	

脱窒菌数の槽別変化の一例を図 3-12 に示す。これは 2 つのピークを示しているが、各条件とも
 同様の結果を示した。これは本培養測定法において、脱窒菌総数は脱窒菌と硝酸還元菌の和として

表わされるため、第7槽付近のピークは実際には脱窒反応が起こりにくいにもかかわらず、脱窒能を持つ菌が増えることを示している。

図3-13にT、N除去量と脱窒菌の関係を示すが、第1、2槽においては脱窒菌が脱窒反応に大きく関与していることがわかるが、第7、8槽付近ではあまり関与していないことがわかる。

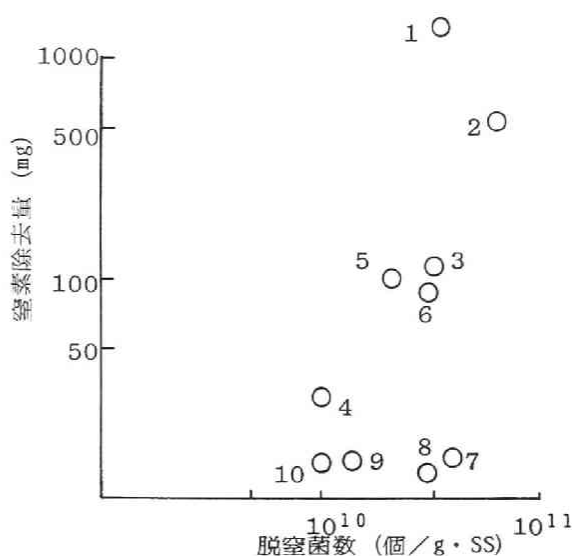


図3-13 脱窒菌数とTotal-N除去量の関係
(数字は槽番号)

3-7-4 要約

- 1) 本実験条件においては、好氣的条件下で優先する微生物が多く存在したが、その中でも一時的にDOが不足状態においても生存しえる Arcella、Euglypha等が多く繁殖した。
- 2) 曝気条件下における硝化・脱窒反応の指標生物として Arcellaが重要な位置を示すことがわかった。このため、生物個体数として25,000~10,000個/ml程度維持されれば最適条件となる。
- 3) 脱窒菌は曝気条件下においても十分に生息できる細菌であり、好氣的状態においては脱窒能が減少し、嫌氣的状態においては増大する通性嫌気性菌であると判断できる。
- 4) 本装置での脱窒菌の汚泥当りの固体数は脱窒槽として分離した培養槽よりも大きいことがわかった。

3-8 本章の要約

好気性消化槽や曝気槽における脱窒現象の機構について、種々の角度から解析を試みたが、同じ曝気条件下においても曝気槽内の環境条件は大きく違っており、これらの結果、各種の反応が行なわれていることを確認した。すなわち、曝気条件下において、BOD酸化、硝化及び脱窒の各反応がそれぞれの菌体の存在のもとに代謝作用を行なっているものであり、特殊な反応形態ではない。

また、脱窒反応に必要な嫌気的条件は、BOD酸化や硝化による代謝作用から酸素が消費され、活性汚泥フロック内部あるいはこれが拡がりを示すと槽内の一部空間に形成されるものと考えられた。本章の主要な成果をまとめると次のようになる。

- 1) 曝気槽内での脱窒現象は化学反応によるものではなく、生物学的反応によるものと判明した。
- 2) 半回分実験による窒素の経時変化の調査により、この時間変化を場所の変化として置き換えて考えた場合、槽内の状態は均一でないことが予想された。槽内は窒素の挙動より、脱窒優先時、硝化・脱窒並行時、硝化優先時、硝化律速時の各場所が存在するものと思われる。
- 3) 実際にDO、ORP、pH等の環境因子は経時的に大きく変化することがわかった。
- 4) 脱窒現象における N_2O 飛散は液中に NO_2^- が優先して存在する場合に多く飛散しており、したがって、 N_2O ガスは亜硝酸脱窒反応の指標となる。
- 5) 活性汚泥フロック内部とDOの関係について、種々の角度から調査した結果、汚泥フロック内部が嫌気的となる条件として、酸素が汚泥フロック内において拡散律速するものではなく、代謝反応により酸素が消費され、汚泥フロック内部が嫌気的になるものと判断される。
- 6) 曝気槽中の指標生物としてArcella、Euglyphaを考慮する必要があるとあり、これらの微生物は同一槽内で環境条件の変化が大きい所でも棲息することがわかった。
- 7) 脱窒菌の単位汚泥当りの固体数は硝化・脱窒槽と分離した槽よりも多く生存しており、通性嫌気性菌であることが判明した。

参考文献

- 1) 村田清美、山田豊、坪野博宜：「し尿中の窒素除去に関する研究」水処理技術、vol.18、No.7、(1977)
- 2) 村田清美、山田豊、坪野博宜：「循環曝気方式によるし尿中の総窒素除去に関する研究」環境技術、vol.6、No.10、(1977)
- 3) J.P.Voets,H.Vanstaen and W.Verstraetep, "Removal of nitrogen from highly nitrogenous wastewaters", Jour.W.P.C.F, vol.47, No.2, (1974)
- 4) 浅田日出夫、上垣内郁夫、小野由述、辻文夫：「ワンリアクタープロセスによるし尿の脱窒について」水処理技術、vol.20、No.2、(1979)
- 5) 石橋憲雄、小笠勝啓、佐野和生：「曝気式ラグーンの脱窒素」P P M. vol.10、No.2、(

1979)

6) H.A.Painter, "A review of literature on inorganic nitrogen metabolism in microorganisms", Water Research, vol.4, (1970)

7) 宗宮功、河村清史、粕谷明博:「活性汚泥法による都市下水の窒素除去に関する研究」水処理技術、vol.21、No.4 (1980)

8) 田辺市郎、渡辺巖:「土壌微生物作用の測定法」日本土壌肥科学雑誌、vol.37、No.1 (1966)

9) Delwiche, C.C, "Denitrification", A symposium of inorganic nitrogen metabolism", J. Hopkins Press, (1956)

10) T.J.Goreau, "Production of NO_2 and N_2O by nitrifying Bacteria at reduced concentrations of Oxygen", Applied and Environmental Microbiology, vol.40, No.3, (1980)

11) Yoshinari T. " N_2O reduction by *Vibrio succinogenes*", Applied and Environmental Microbiology, vol.39, No.1, (1979)

12) 橋本奨、古川憲治:「好気性脱窒素現象のモデル化に関する研究—討議—」衛生工学研究論文集、vol.19、(1983)

13) 渡辺義公、増田純雄:「好気性脱窒に関する基礎的研究—討議—」第18回衛生工学研究討論会講演論文集、(1982)

14) K.Wuhrmann, "Microbial aspects of water pollution control.", Adv.applied Microbiology, vol. 6, (1964)

15) J.A.Mueller, W.C.Boyle and E.N.Lightfoot, "Oxygen diffusion through a pure culture floc of *Zoogloe ramigera*", Ind.Waste Conf., Purdue Univ.vol. 2 (1966)

16) H.Ruffer, "Nitrifikation and Denitrifikation beider Abwasserreinigung", Vom Wasser, vol.31, (1964)

17) J.M.Krul, "The relationship between dissimilatory nitrate reduction and Oxygen uptake by cells of an *Alcaligenes* strain in flocs and in suspension and by activated sludge flocs", Water Research, vol.10, No.4, (1976)

18) 例えば、滝口洋:「活性汚泥の特性とその微生物相」水処理技術、vol.19、No.9、(1978)

19) Finstein, Heukelekian, "Gross Dimension of Activated Sludge Flocs with Reference to Bulking", Jour.W.P.C.F., vol.39, No.1, (1967)

20) 浦勝、松尾信、山下雅雪:「活性汚泥の粒度分布」第7回下水道研究発表回講演集 (1970)

- 21) 高谷通：「活性汚泥の粒度分布について」第7回下水道研究発表会講演集、(1970)
- 22) 橋本健治：「反応工学」培風館、(1979)
- 23) 千種薫：「活性汚泥の生物相」西原環境衛生研究所、(1979)
- 24) 土壤微生物研究会編：「土壤微生物実験法」養賢堂、(1979)
- 25) 山田正嗣、佐野康進：「回転円板法による尿の硝化・脱窒に関する研究」環境技術、vol. 7、No.12 (1978)
- 26) 遠矢泰典：「生物学的脱窒法の歴史的考察」用水と廃水、vol.13、No.12 (1971)
- 27) 井手哲夫編：「水処理工学」技報堂、(1976)
- 28) F.M.Sutton,B.E.Monaghan,"Low temperature Biological Denitrification of Wastewater",J.W.P.C.F.vol.47, (1975)
- 29) R.M.Dawson and K.L.Murphy,"The Temperature Dependency of Biological Denitrification",Water Reserch, vol. 6 ,No 1, (1972)
- 30) 松井三郎、今井章雄、大滝裕一：「嫌気性流動所による都市下水の脱窒素に関する研究」第18回衛生工学研究討論会講演論文集、(1982)
- 31) 渡辺義公、石黒政儀、西留清：「回転円板法による硝化の動力学」環境技術vol. 9、No. 8、(1980)
- 32) 須藤隆一、合葉修一：「活性汚泥生物の分離、培養、同定」昭和44年度醸酵学会大会講演要旨集、(1969)
- 33) 須藤隆一：「回転円板法と微生物」環境創造、vol. 9、No. 8、(1979)
- 34) 鈴木達彦、設楽惣助：「カキガラ利用による汚水浄化」第1回生物膜研究会講演集、(1979)
- 35) 橋本奨、古川憲治：「嫌気-好気活性汚泥法による窒素除去に関する研究」第15回衛生工学研究討論会講演論文集、(1979)
- 36) M.Alexander,"Introduction to Soil Microbiology",John Wiley & Sons,Inc.New York, London (1961)
- 37) クリュエヴァー、ヴァン・ニール(佐藤了訳)：「生物学の発展と微生物」岩波書店

第4章 単一曝気槽内におけるBOD酸化、硝化及び脱窒反応の速度論的解析

4-1 概説

単一曝気槽内での脱窒現象は装置的には単純であるが、その中で行われる反応は多種多様の微生物による種々の生化学反応が並行して、かつ、同時に進行するため、設計、管理等において不確定な要素が生じやすい。したがって、反応をスムーズに進行させ、安定した処理成績を得るためには、この生物処理系の機構解明と反応のモデル化が望まれるが、余りにも影響因子が多いので今だ充分に解明されていない。

このように活性汚泥による生物処理系の機構を数式モデルによって解析することは工学的に最も重要なものである。水質の変化特性を定量的に扱う手法としては確率論的手法、決定論的手法、構造モデル手法¹⁾等に分類されるが、本研究で扱うような複雑な機構を解析するには有機汚濁物の組成や微生物の種、数等を考慮してモデル式を組み立てる方が、より現実の浄化機構に近づくことが明らかであり、本章では構造モデル手法を基礎としてモデル化解析を行なった。

4-2 基礎的考察

活性汚泥フロックを用いる生物処理系の速度論的扱いは次のような反応プロセスを扱う必要がある。

- (1) 水、汚泥フロック界面までの基質の移動
- (2) 汚泥フロック内への基質の進入と細胞膜表面までの基質の汚泥フロック内移動
- (3) 細胞膜を通しての基質の生体内への取り込みと代謝反応
- (4) (3)の過程で生じた代謝物のフロック外への排出。これは、基質とは逆方向の過程を経て排出される。

速度論的にみた場合、(4)の排泄過程が律速となることはないと考えられている。

(1)および(2)の物質移動速度は、物質分子の大きさ、電荷の有無、媒体の粘度や誘電率、温度などに依存する。²⁾さらに、(1)は槽内の攪拌速度に依存する。(2)の汚泥フロック内移動は汚泥粒子の大きさ、形や汚泥の成分に依存する。(3)の代謝反応は複雑な一連の素反応がすべて組織内で進行する

ものもあれば、生物体内に散在する複数の組織によって一連の素反応が進行するものもある。後者の場合には中間代謝物の組織内移動を伴うので、さらに複雑となる。

上述の(1)～(3)のプロセスを速度論的にみた時、(1)は反応槽内の混合特性として表せるため、後述する。(2)は、生物体内での基質の移動速度が基質の消費速度に比べて十分に大きいといわれている。これは前述の活性化エネルギーの調査や、その他からも指示される。

したがって、本研究で取り扱うプロセスにおいては(3)の生化学反応（代謝反応）が律速になるものと考えられる。

本研究で扱うプロセスは生化学反応としてBOD酸化、硝化および脱窒反応が同時にかつ並行的に起こるプロセスである。現在、個々のプロセスにおける硝化、脱窒の速度論的解析は数多くの研究者によりなされ、報告されている。表4-1と4-2に硝化、脱窒反応の速度式の一例を示す。また、田中⁹⁾、河村¹⁰⁾、平岡¹¹⁾等によっても整理されている。

しかし、本プロセスにおいては各々の反応速度式を単純に合成できないものがある。例えば、槽内には酸素律速時、酸素飽和時あるいは基質律速時等の条件をかかえているからである。

単一槽ではないが循環方式の解析として、橋本、古川⁷⁾は脱窒反応は嫌気条件下で NO_2^- 、 NO_3^- 中の分子内酸素が有機物を微生物学的酸化する反応とみなし、酸素消費速度式およびBOD除去速度式から脱窒反応速度を次のように示している。

$$\frac{1}{S} \frac{dN_r}{dt} = a \frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt} + b \quad (4-1)$$

$$= a \frac{k \ell_e^n}{(K_{s1}) + \ell_e} + b \quad (4-2)$$

ここで、

$$\frac{1}{S} \frac{dN_r}{dt} : \text{脱窒速度 (1/日)}$$

$$\frac{1}{S} \frac{d\ell_r}{dt} : \text{BOD-SS負荷量 (1/日)}$$

a : 除去されたBODのうち増殖のためのエネルギーを供給するのに利用される割合

b : 内生呼吸による自己酸化率 (1/日)

表 4-1 硝化反応速度モデル式

提 案 者	式	係 数
一 般 式	$\frac{dZ'}{dt} = -k_z Z' \cdot Sa$	Z' : 流入水中の有機態窒素濃度 (mg/ℓ) k_z : 窒素除去速度恒数 Sa : MLSS (mg/ℓ) X_n : 活性汚泥中のNitrosomonasの濃度 (mg/ℓ) En : 単位重量のNH ₄ -Nを硝化して増殖されるNitrosomonasの重量 (Kg/Kg) K_n : 飽和定数 (mg/ℓ) μ_n : Nitrosomonasの最大増殖速度恒数
Downing 3)	$\frac{dX_n}{dt} = \mu_n \frac{Z' \cdot X_n}{K_n + Z'}$ $\frac{dZ'}{dt} = -\frac{1}{En} \left(\frac{dX_n}{dt} \right)$ $-\frac{\mu_n}{En} \cdot \frac{Z' \cdot X_n}{K_n + Z'}$	
遠 矢 4)	$\frac{dL}{dt} = -\frac{\mu_s}{\alpha} \frac{LSa}{K_s + L}$ $\frac{dSa}{dt} = \mu_s \frac{LSa}{K_s + L} - \beta Sa$ $\frac{dZ}{dt} = -n \frac{dL}{dt}$ $\frac{dZ'}{dt} = n \frac{dL}{dt} - \frac{1}{Y_n} \frac{dSa}{dt}$	L : BOD濃度 (mg/ℓ) μ_s : 汚泥の最大増殖速度定数 (day ⁻¹) Sa : MLSS (mg/ℓ) α : 単位除去BOD量に対する汚泥の転換率 (g/g) β : 自己酸化率 (day ⁻¹) K_s : 飽和定数 (mg/ℓ) Z : 流入水中の有機態窒素濃度 (mg/ℓ) Z' : " NH ₄ -N濃度 (mg/ℓ) n : " 有機態窒素とBODの比率 (g/g) $n = Z_0/L_0$ Y_n : 活性汚泥に含まれる窒素分の乾物重量 (%)
河 村 5)	$dS_M/dt = \mu_M \cdot \{L_1/(L_1 + X_M)\} \cdot S_M - k_{3M} \cdot S_M$ (1) $dS_B/dt = \mu_B \cdot \{L_2/(L_2 + X_B)\} \cdot S_B - k_{3B} \cdot S_B$ (2) $dL_1/dt = -(\mu_M/Y_M) \cdot \{L_1/(L_1 + X_M)\} \cdot S_M$ (3) $dL_2/dt = (\mu_M/Y_M) \cdot \{L_1/(L_1 + X_M)\} \cdot S_M - (\mu_B/Y_B) \cdot \{L_2/(L_2 + X_B)\} \cdot S_B$ (4) $dL_3/dt = (\mu_B/Y_B) \cdot \{L_2/(L_2 + X_B)\} \cdot S_B$ (5)	S_M : Nitrosomonas濃度 (mg/ℓ) S_B : Nitrobacter濃度 (mg/ℓ) μ_M : Nitrosomonasの最大比増殖速度定数 (1/hr) μ_B : Nitrobacterの " (1/hr) k_{3M} : Nitrosomonasの自己分解速度定数 (1/hr) k_{3B} : Nitrobacterの " (1/hr) X_M : Nitrosomonasの飽和定数 (mg/ℓ) X_B : Nitrobacterの " (mg/ℓ) L_1 : NO ₃ -N濃度 (mg/ℓ) L_2 : NO ₂ -N濃度 (mg/ℓ) L_3 : NO ₃ -N濃度 (mg/ℓ)
森 山 6)	$\frac{1}{\theta_c} = Y_z \frac{-dN/dt}{Z} - k_z$ $-\frac{dN}{dt} = \nu_{mN} \frac{N}{K_N + N} \cdot \frac{DO}{K_{DO} + DO} \cdot Z$ $N = \frac{K_N(1 + k_z \theta_c)}{\theta_c(Y_z \nu_{mN} \frac{DO}{K_{DO} + DO} - k_z) - 1}$ $Z = \frac{\theta_c}{\theta} \cdot \frac{Y_z(N_0 - N)}{1 + k_z \theta_c}$	K_N : NH ₄ ⁺ -Nに関する飽和恒数 (mg/ℓ) K_{DO} : 硝化菌のDOに関する飽和恒数 (mg/ℓ) k_z : 硝化菌の比死滅速度定数 (day ⁻¹) Y_z : 除去NH ₄ ⁺ -Nに対する硝化菌への転換率 (-) ν_{mN} : 硝化菌の最大NH ₄ ⁺ -N消費速度定数 (mg · NH ₄ ⁺ -N/mg · Z/day) Z : 硝化菌 (Nitrosomonas) 濃度 (mg/ℓ) θ_c : 平均細胞滞留時間 (day) θ : 曝気槽内滞留時間 (day) N_0 : 流入水NH ₄ ⁺ -N濃度 (mg/ℓ) N : NH ₄ ⁺ -N濃度 (mg/ℓ)

l_e : 流出有機物濃度 (mg/ℓ)

k : 最大有機物除去速度 (1/日)

(K_{s1}) : 修正飽和定数 (mg/ℓ)ⁿ

n : 恒数

表 4-2 脱窒反応速度モデル式

提 案 者	式	係 数
一 般 式	$\frac{dN}{dt} = -KnX$	N : NO ₂ -N, NO ₃ -N 濃度 (ppm) X : 活性汚泥濃度 Kn : 脱窒速度定数
橋 本 ⁷⁾	$\frac{1}{S} \frac{dNr}{dt} = a \frac{1}{S} \frac{dlr}{dt} + b$ $a = \frac{k l_e^n}{[K_{s1}] + l_e^n} + b$	$\frac{1}{S} \frac{dNr}{dt}$: 脱窒速度 $\frac{1}{S} \frac{dlr}{dt}$: BOD-SS負荷量 a : 除去されたBODのうち増殖のためのエネルギーを供給するのに利用される割合 b : 内生呼吸による自己酸化率 (1/day) K_{s1} : 修正飽和定数 (mg/ℓ) ⁿ n : 恒数
田 中 ⁸⁾	$\frac{dL}{dt} = -K_b X_b L$ $\frac{dN}{dt} = \frac{1}{\alpha} \frac{dL}{dt}$	$\frac{dL}{dt}$: 有機物除去速度 (BODmg/ℓ/hr) X_b : 汚泥濃度 (MLSSg/ℓ) L : 有機物濃度 (BODmg/ℓ) K_b : 有機物除去速度定数 (1/hr・MLSSg/ℓ) $\frac{dN}{dt}$: 脱窒速度 (NO ₃ -Nmg/ℓ/hr) $\frac{1}{\alpha}$: 単位BODを除去するのに必要な硝酸性窒素量 (NO ₃ -Nmg/ℓ/BODmg/ℓ)

また、田中⁹⁾は、Johnson¹²⁾が提案しているように脱窒反応を通性嫌気性脱窒素菌の硝酸呼吸による有機物分解過程としてとらえ、有機物酸化と結びつけて次のようにモデル化している。

$$\frac{dL}{dt} = -k_b X_b L \quad (4-3)$$

$$\frac{dN}{dt} = \frac{1}{\alpha} \frac{dL}{dt} \quad (4-4)$$

ここで、

$\frac{dL}{dt}$: 有機物除去速度 (BOD $\text{mg}/\ell/\text{hr}$)

X_b : 汚泥濃度 (MLSS、 mg/ℓ)

k_b : 有機物除去速度定数 ($1/\text{hr} \cdot \text{MLSS g}/\ell$)

$\frac{dN}{dt}$: 脱窒速度 ($\text{NO}_3 - \text{N}$ $\text{mg}/\ell \cdot \text{hr}$)

$1/\alpha$: 単位BOD除去するのに必要な硝酸性窒素量 ($\text{NO}_3 - \text{N mg}/\ell / \text{BOD mg}/\ell$)

上述の式と硝化速度式とを合成して、硝化・脱窒槽の物質収支をとり、循環方式における動力学モデル化解析を行なっているが、そこで変動するBOD、DO等の解析は行なわれていない。この欠点を補うものとして、平岡等¹¹⁾やBatchelor¹³⁾はBOD酸化、硝化および脱窒反応を含めた解析を行ない、設計、操作因子を明らかにしている。しかし、これはプロセス全体の物質収支に基づくものであり、反応項については実験的解析が考慮されていないため、定性的な情報にとどまっている。

以上がこれまでの速度論的解析の大略であるが、本プロセスにおける速度論的解析は皆無であり、種々の立場から解析を行なう必要がある。

4-3 逐次反応 (継起反応)

4-3-1 概説

半回分実験結果から、曝気槽内での脱窒反応は、反応速度論的には同一槽内において、みかけ上、硝化、脱窒反応の逐次 (継起) 反応として表せることが予想された。これは硝化槽、脱窒槽を分離した方式と比べて反応速度論的解析において大きな違いとなる。

硝化槽、脱窒槽を分離したプロセスにおいては、一般的に硝化、脱窒反応式は各反応式とも一次反応式であると仮定し、 k_1 、 k_2 をそれぞれの反応速度定数とすれば次のように表せる。なお、ここでは NO_2^- 、 NO_3^- はその合計量を $\text{NO}_x - \text{N}$ として表わす。

$\text{NH}_4 - \text{N}$ の除去

$$R_1 = dC_1 / dt = -k_1 C_1 \quad (4-5)$$

$\text{NO}_x - \text{N}$ の生成

$$R_2 = dC_2 / dt = k_1 C_1 \quad (4-6)$$

$N_2 - N$ の生成

$$R_3 = dC_3 / dt = k_2 C_2 \quad (4-7)$$

ここで、

R_1 : $NH_4 - N$ 変化速度 ($mg/l \cdot hr$)

R_2 : $NO_x - N$ 変化速度 ($mg/l \cdot hr$)

R_3 : $N_2 - N$ 変化速度 ($mg/l \cdot hr$)

C_1 、 C_2 、 C_3 は $NH_4 - N$ 、 $NO_x - N$ 、 $N_2 - N$ 濃度 (mg/l)

この中で式(4-5)と(4-6)は硝化槽で行なわれ、式(4-7)は脱窒槽で行なわれる。

一方、同一槽内での硝化、脱窒反応は次のようになる。

$NH_4 - N$ 除去

$$R_1 = dC_1 / dt = -k_1 C_1 \quad (4-8)$$

$NO_x - N$ 生成

$$R_2 = dC_2 / dt = k_1 C_1 - k_2 C_2 \quad (4-9)$$

$N_2 - N$ 生成

$$R_3 = dC_3 / dt = k_2 C_2 \quad (4-10)$$

このように $NO_x - N$ の消長をみると分離した方式と同一槽内では式(4-6)と式(4-9)にも示されるように根本的な違いがあることがわかる。

以上から、本研究においては曝気槽内各部において、逐次反応が成り立つがどうか、前章の半回分実験結果より検討した。また、これらの反応に影響する因子は何かを探った。

4-3-2 半回分実験における各窒素の除去速度

前章でも述べたように、半回分実験結果から同一反応槽内での脱窒現象は硝化・脱窒の両反応が逐次的に起きていることが予想された。

図3-4から各窒素の反応経過をみると、単純に硝化・脱窒反応をそれぞれ0次反応や1次反応として決定できない複雑さ(後述する)がある。

そのため、逐次反応が起きているかどうかのみを調べる一手法として、除去速度(ある時間帯における除去量)から調べた。

半回分実験における経過時間はDO、ORPの環境条件から次のように分けることができる。

① 脱窒時(0~1時間)

② 硝化・脱窒平衡時(1~8時間)

③ 硝化時 (8～13時間)

④ 硝化律速時 (13～24時間)

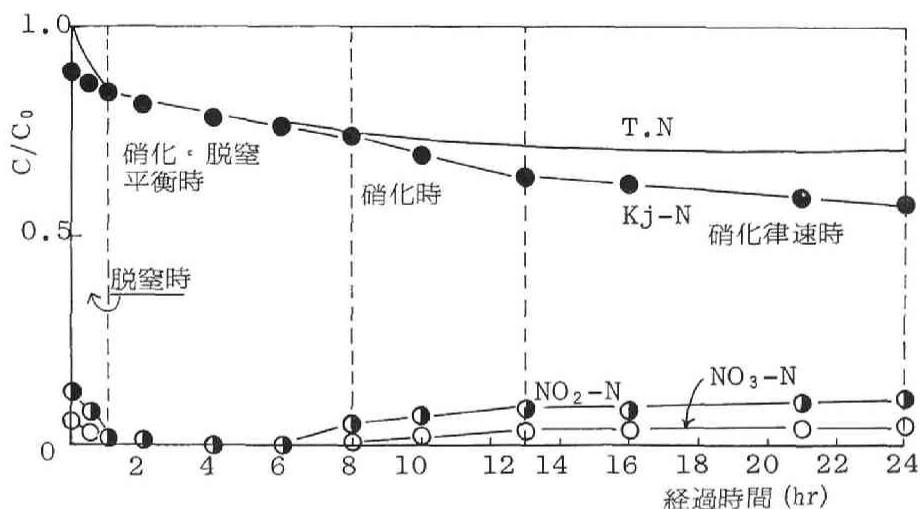


図4-1 半回分実験を環境条件によって区分した時間帯における各窒素の変化

これら各々分けられた時間帯において、各窒素の変化は直線的に変化した。その一例を図4-1に示す。各時間帯において除去速度は直線的に変化することから、次のような計算を行なった。

$$Kj-N (NH_4-N) \xrightarrow{K_1} NO_x-N \xrightarrow{K_2} N_2-N$$

$$(C_1) \quad (C_2) \quad (C_3)$$

$$\frac{1}{X} \frac{dC_1}{dt} = -K_1 \quad (4-11)$$

$$\frac{1}{X} \frac{dC_2}{dt} = K_1 - K_2 \quad (4-12)$$

$$\frac{1}{X} \frac{dC_3}{dt} = K_2 \quad (4-13)$$

ここで、

C_1 : Kj-N濃度 (mg/l)

C_2 : NO_x-N 濃度 (mg/l)

C_3 : $N_2 - N$ 濃度 (mg/ℓ)

X : $MLSS$ (mg/ℓ)

K_1 、 K_2 : 除去速度定数 ($\text{mg}/\ell / \text{mg}/\ell \cdot \text{hr}$)

表 4-3 除去速度定数と $NO_x - N$ 変化の比較

実験条件	速度 経過 時間	K_1	K_2	$K_1 - K_2$	$NO_x - N$
$C_0 = 887.4$ mg/ℓ $MLSS$ $4790 \text{mg}/\ell$	0~1hr	0.219	2.755	-2.536	-2.536
	1~8hr	0.203	0.195	0.008	0.004
	8~13hr	0.397	0.014	0.383	0.358
	13~24hr	0.013	0.026	-0.013	-0.011
$C_0 = 643.3$ mg/ℓ $MLSS$ $3503 \text{mg}/\ell$	0~1hr	0.187	1.937	-1.750	-1.750
	1~8hr	0.187	0.198	-0.011	-0.008
	8~13hr	0.309	0.141	0.168	0.162
	13~24hr	0.016	0.006	0.010	0.017

C_0 は $Total N$ (mg/ℓ) , 単位 ($\times 10^{-2} \text{hr}^{-1}$)

(4-11)、(4-13) 式により各 K_1 、 K_2 を決定し、(4-12) 式に代入した。(4-12) 式を検証するため、計算結果と実際の $NO_x - N$ を用いた除去速度定数とを比較した。比較した一例を表 4-3 に示すが、各時間帯ともほとんど一致した値となった。これは曝気槽のどの部分においても硝化、脱窒反応が行なわれているためであり、本実験条件下における脱窒現象は硝化、脱窒反応の逐次反応として表せることが判明した。

4-3-3 反応のモデル化の基礎解析

曝気条件下における脱窒現象はみかけ上、硝化、脱窒反応が逐次反応として進行することがわかったが、これを数式モデル化するには関与する因子も多くなるため、それだけ複雑となる。現在、これらの系の解析は岩井¹⁴⁾、松田等¹⁵⁾ によっても進められているが、これらはまだ式の提案や熱収支解析のみの段階であり、実証できる速度論的解析はいまだ提案されていない。

そのため、本節では速度論的解析の基礎として、硝化、脱窒の各反応をモデル化して、シミュレーション解析を試み、実際の現象と相対的に一致するかどうか検討した。なお、仮定する条件は各

反応経路においてすべて1次反応であるとする。

2) 解析1 (反応経路)

曝気条件下において、硝化、脱窒反応の経路における酸化、還元反応が全部起るものと仮定し、表4-4の第1欄の経路を考えた。また、反応式についてはその下欄に示す。これらの反応式を解くには一般的に Laplace変換で行なわれるが、非常に複雑な式となり、現実問題としてシミュレーションが困難となる。従って、モデルの簡略化を行なった。

2) 解析2 (モデルの簡略化)

解析1では NO_2^- 、 NO_3^- を分けて考察したが、本モデルでは簡略化して $\text{NO}_2^- + \text{NO}_3^- = \text{NO}_x^-$ として取り扱った。表4-4の第2欄にそのモデル化を示す。この解析解をシミュレーションした一例を図4-2に示すが、これは $A_0 = 1$ 、 $k_1 = 0.1$ として k_1/k_2 を0.01~100まで変化させて計算した一例である。しかし、実際のデータとの相対的な一致はみられなかった。

3) 解析3 (酸化、還元物質の導入)

解析2では Kj-N から NO_x^- に反応が進む時に生成される酸化物および NO_x^- から N_2 へ進む時に生成する還元物について考慮しなかったため、実際にはこの酸化物、還元物が反応系を左右する因子になるものと判断し、表4-4の第3欄に示すモデル式を作った。そのシミュレーション結果例を図4-3に示すが、 Kj-N はやや実際値に近づいたが、他は実際値とかけはなれた値を示した。特に、 NO_x^- は初期に消失するため、急激な落ち込みが予想されるが、本モデルではみられなかった。この原因として、酸化過程にOという酸化物、還元過程にRという還元物をおき、反応因子としたが、実際の反応では酸化過程に有機物の酸化、酸素の消費、さらに汚泥の生成などが起り、還元過程にも汚泥の消費、有機物の酸化などが起こり、それぞれが反応因子となることが考えられる。したがって、これらの反応因子を考慮しなければ、実際の反応をモデル化できないものと思われる。そのモデル化の模式図は表4-4の第4欄に示す。

これらを考慮したモデル解析については4-5節で述べる。

4-3-4 要約

1) 実験値をDO、ORP等の環境条件から時間帯を区切って考察することにより、曝気条件下の脱窒現象は硝化、脱窒の逐次反応として表せることが判明した。

2) しかし、モデル化解析より、硝化、脱窒反応を単純に合成して逐次反応とすることはできないことが予想された。

表 4-4 単一曝気槽における窒素除去機構のモデル化解析

	解 析 1 (反応経路)	解 析 2 (モデルの簡略化)	解 析 3 (酸化還元物質の導入)	解 析 4 (BOD酸化、酸素の取支 汚泥の生成を考慮する)
モデル図				
反応式	$\frac{d}{dt} A(t) = -k_1 A(t) + k_2 B(t)$ $\frac{d}{dt} B(t) = k_1 A(t) - (k_2 + k_3 + k_5) B(t) + k_4 C(t)$ $\frac{d}{dt} C(t) = k_3 B(t) - k_4 C(t)$ $\frac{d}{dt} D(t) = k_5 B(t)$ $A(t) + B(t) + C(t) + D(t) = T$ $A(0) = T, B(0) = C(0) = D(0) = 0$ <p> $A(t)$: $Kj-N$濃度 (mg/l) $B(t)$: NO_2-N濃度 () $C(t)$: NO_3-N濃度 () $D(t)$: N_2-N濃度 () T : 総窒素濃度 () </p>	$\frac{d}{dt} A(t) = -k_1 A(t)$ $\frac{d}{dt} B(t) = k_1 A(t) - k_2 B(t)$ $\frac{d}{dt} C(t) = k_2 B(t)$ $A(t) + B(t) + C(t) = T$ $A(0) = T, B(0) = C(0) = 0$ <p> $A(t)$: $Kj-N$濃度 (mg/l) $B(t)$: $NO-N$濃度 (mg/l) $C(t)$: N_2-N濃度 () </p>	$\frac{d}{dt} A(t) = -k_1 O(t) A(t)$ $\frac{d}{dt} B(t) = k_1 O(t) A(t) - k_2 R(t) B(t)$ $\frac{d}{dt} C(t) = k_2 R(t) B(t)$ $O(t) = T_0 - A(t) + B(t)$ $R(t) = TR + A(t) - B(t)$ $A(0) = T_0, B(0) = C(0) = 0$ $O(0) = T_0, R(0) = TR$ <p> $O(t)$: 酸化物質濃度 (mg/l) $R(t)$: 還元物質濃度 () </p>	<p>第4-5節 参照</p> <p> X : 汚泥濃度 (mg/l) S : 炭素系有機物濃度 (mg/l) </p>

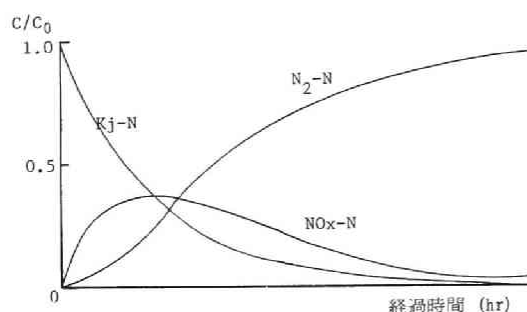


図 4-2 解析 2 によるシミュレーション例

$$\left(\begin{array}{l} A_0=1, k_1=0.1, k_2=0.009 \\ k_1/k_2=1.001 \end{array} \right)$$

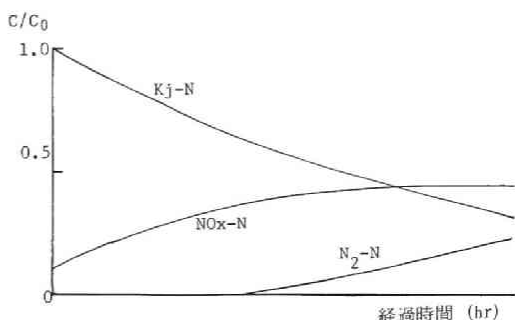


図 4-3 解析 3 によるシミュレーション例

$$\left(\begin{array}{l} A(0)=100, B(0)=10, C(0)=0 \\ O(0)=1000, R(0)=1000, k_1=0.01 \\ k_2=0.01 \end{array} \right)$$

3) これらの硝化、脱窒反応へ炭素系有機物 (BOD) の除去反応、汚泥の増殖反応、それへ影響する環境因子等が複雑にからんでいることがわかった。

4-4 回分実験による速度論的解析

4-4-1 概説

単一槽内での硝化・脱窒は炭素系有機物の分解 (BOD酸化)、硝化および脱窒の各反応が並行的に進行する複合するプロセスであり、しかも、硝化・脱窒反応は逐次反応であることは既に確認された。

しかし、これらの反応も単純な逐次反応ではなく、種々の影響因子があることがわかった。また、単一槽内においても環境条件の違いにより活性汚泥中の微生物の優先種も違ってくるが考えられる。

以上の観点から、本研究においては有機物の除去反応、硝化反応、及び脱窒反応を一括的に取り扱うべく、回分実験を行なって速度論的解析を試みた。また、その係数の決定も行なった。

4-4-2 実験方法

1) 原水性状 有機物 (以下C源として表わす) の除去反応、硝化反応及び脱窒反応を調べるために、表 4-5 に示すような原水の性状を変えて回分実験を行なった。各成分の組成は表 4-6

に示す薬品を使用して構成した。Run 1-1～1-3は硝化反応に及ぼすC源の影響とC源の除去過程を調べるために行なったものである。Run 2-1～2-3は硝化反応だけを調べるために、

表 4-5 各回分実験の原水性状

Parameter	Run No.											
	1-1	1-2	1-3	2-1	2-2	2-3	3-1	3-2	3-3	3-1'	3-1''	4
C-COD**	534	188	0	0	0	0	483	223	0	716	912	0
Kj-N	592	466	411	411	310	48	601	446	343	547	576	0
NO _x -N***	0	0	0	0	0	0	206	210	226	679	391	0
Alkalinity	180	127	105	105	105	102	208	154	146	211	258	0

* Unit(mg/l) ** COD-1 14NO₂-N *** NO₂-N + NO₃-N

またRun 3-1～3-3および3-1'、3-1''は脱窒反応とC源の濃度との関係を調べるために行なった。なおNO₂⁻とNO₃⁻の比率は半回分実験を参考にしてNO₂⁻/NO₃⁻=5となるように投入している。

2) 供試汚泥 実験に用いる汚泥は、単一槽内の各部における微生物の優先種を考慮する必要から、次章で述べる連続実験において十分に馴致した汚泥を使用している。槽列モデル型装置(図5-9)の流入端第1槽目の汚泥(汚泥Aで示す)は脱窒菌が優先しており、第2槽目の汚泥(汚泥B)はBOD酸化菌、硝化菌及び脱窒菌がバランスよく存在していると考えられ、第5槽目の汚泥(汚泥C)は硝化菌が優先すると思われるため、以上の汚泥A、B、Cを使用した。

表 4-6 原水の組成

Substance	Concentration (g/l)
Pepton	Variable
Meat Ex.	
NH ₄ Cl	
NaNO ₂	
KNO ₃	
K ₂ HPO ₄	0.14
KH ₂ PO ₄	0.11
H ₃ BO ₃	0.26
MgSO ₄ ·7H ₂ O	0.10

3) 実験方法

図4-4に示す実験装置を3個準備し、汚泥A、B、Cそれぞれの汚泥を水道水で2～3回洗浄後、三角フラスコに投入し、表4-5に示す同一の原水を各フラスコに加えて合計量3ℓとした。曝気は散気球を用い、曝気量は各実験とも0.4ℓ・air/minとした。槽内は死水域を作らないため、

スターラーにより緩速攪拌した。投入後、完全に均一になったと判断できる5分後を実験開始時として、適宜採水（5分、30分、1、2、4、6時間）し、各分析を行なった。分析項目と分析方法は表4-7に示す。

4-4-3 実験結果

各実験条件における各水質濃度経時変化例を図4-5～4-8に示す。また、各Runで得られた反応速度定数と実験開始時の水質状態の関係を図4-9～4-11に示す。図4-9はC-COD（炭素系COD \approx COD-1.14NO₂

-N）の除去速度と初発C-COD濃度の関係をみたものである。DOが全般的に不足状態（Run1-1～1-3）における除去速度とNO_x-Oが存在する状態（Run3-1～3-3）の除去速度を比較すると、NO_x

が存在する状態においてC-COD除去速度は明らかに高くなり、NO_x-Oが酸素源の役目をしていることがわかる。これを図4-9から試算すれば、除去速度が約1.5倍に増えている。

図4-10はKj-Nの除去速度、すなわち硝化速度に及ぼす初発のKj-N濃度の影響をみたものである。C-CODの影響のないRun2-1～2-3においては汚泥の種類により除去特性は異なっており、汚泥Bにおいて最も硝化能力があるこ

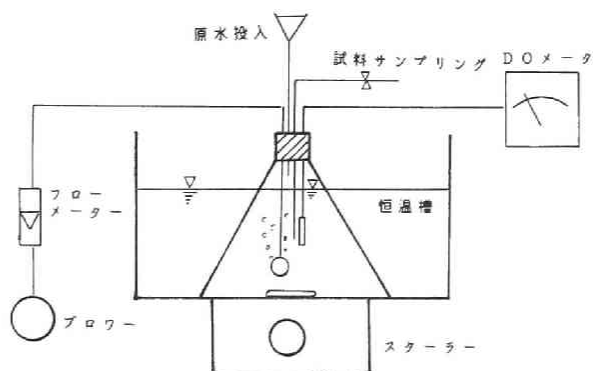


図4-4 回分実験装置

表4-7 分析項目と分析方法

分 析 項 目	分 析 方 法
COD _{Mn}	下水道試験法
Kj-N	ケルダール法
NO ₂ -N	N-1 ナフチルエチレンジアミンスルファニル酸変法
NO ₃ -N	ブルシン変法
アルカリ度	下水道試験法
SS	"
Cl	"
pH	ガラス電極法
DO	電極法
ORP	"
水温	水銀温度計

とがわかった。しかし、初発にC-COD濃度を持つRun 1-1~1-3においては汚泥の種類による除去能力の差はみられなかった。同一の初発Kj-N濃度についてみると、C源を添加しなかったRun 2-1~2-3の硝化速度はC源を添加したRun 1-1~1-3のそれより大きい。このことから、硝化反応とC源除去反応の間には非拮抗的阻害があること、また、C源除去のためDOが消費され、DOによる阻害関係があることとの2通りが考えられる。

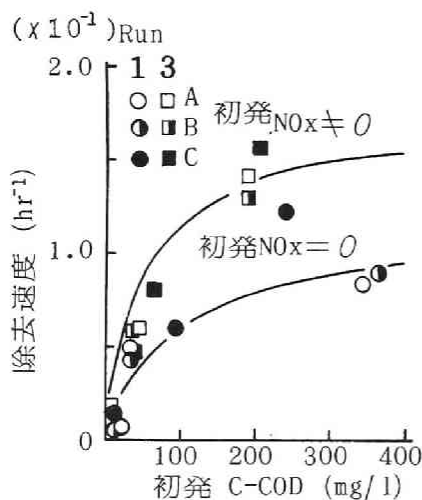


図4-9 初発C-COD濃度と除去速度定数の関係

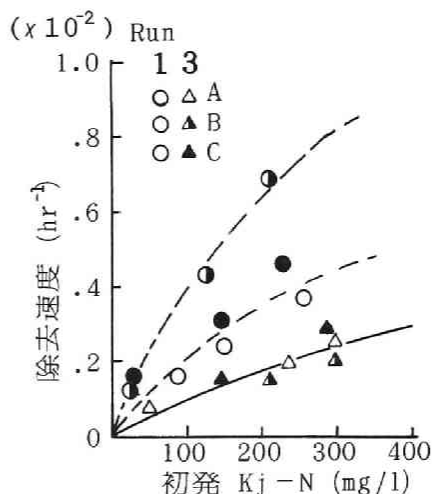


図4-10 初発Kj-N濃度と除去速度定数の関係

図4-11は脱窒速度を比較したものであるが、C-CODが大きい程、脱窒速度も大きくなっていることがわかる。

4-4-4 反応機構のモデル化

以上の実験結果より、単一槽内での脱窒現象について、その反応機構についてモデル化解析を試みた。モデル化解析を行なうにあたっては次のような検討課題に従ってモデルを決定している。

(1) 決定論的・均一化・非構造モデル¹⁾の代表であるMonod式かあるいはその修正式を使用できないかを検討する。

(2) (1)の考えから、BOD酸化菌、硝化菌、脱窒菌の各

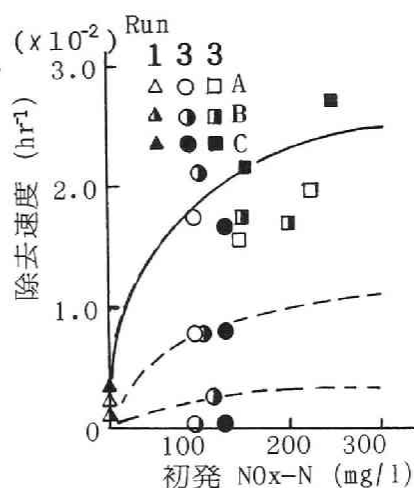


図4-11 初発NO_x-N, C-COD濃度と除去速度定数の関係

菌を同一生物体として表せるかどうか。

(3) 汚泥の増殖はSRTの決定等に大きな役割を示すが本実験では基質除去速度が汚泥増殖速度式より大きく影響するため、基質除去速度を主として、汚泥増殖速度式は補正的に考えた。

(4) 反応速度式を考えるに当っては可能な限り簡単であることが必要である。そのため、単一曝気槽内全体を一括的に取り扱う場合は環境因子であるDO、pH、アルカリ度等も考慮しなければならないが、前述の実験結果より各基質の除去速度はそれぞれC-COD濃度に影響されているため、C-COD、Kj-N (NH₄-N)、NO_x-N、N₂-N濃度のみで一括的に表せないかを検討する。

1) C-COD 除去過程

図4-9に示されるように、C-COD除去速度は低DO状態においてはNO_x-Oを酸素源として除去速度を増すことがわかった。そのためC-COD除去速度式は次のように表わせる。

$$\begin{aligned} \frac{1}{X} \frac{dS}{dt} &= \frac{-U_s \cdot S}{K_s + S} - \alpha \left(\frac{dC_3}{dt} \right) \\ &= \frac{-U_s \cdot S}{K_s + S} - \alpha \frac{U_2 \cdot C_2}{K_2 + C_2} \cdot \frac{S}{K_s + S} \end{aligned} \quad (4-14)$$

ここで、

S : C-COD濃度 (mg/l)

C₂ : NO_x-N濃度 (mg/l)

C₃ : N₂-N濃度 (液換算、mg/l)

X : 活性汚泥濃度 (mg/l)

U_s : C-COD最大反応速度定数 (h⁻¹)

K_s : C-COD飽和定数 (mg/l)

U₂ : 脱窒最大反応速度定数 (h⁻¹)

K₂ : 脱窒飽和定数 (mg/l)

α : 単位NO_x-N量当り除去されるC-COD量

(mg C-COD/mg NO_x-N) の換算係数

(4-14) 式右辺第1項は一般的なC-COD除去過程を Monod型式で表わしたものであり、そのパラメーターの値は図4-9のNO_x-Nのない場

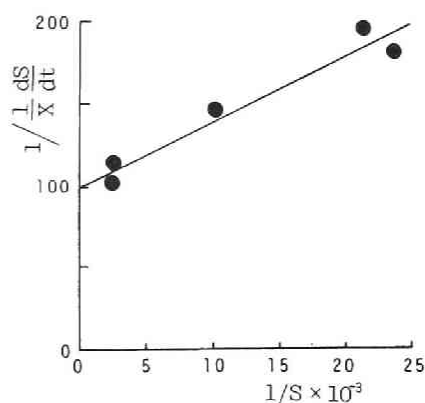
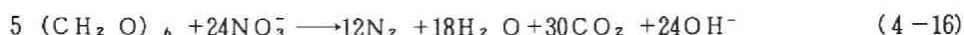
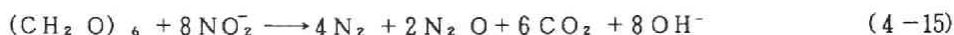


図4-12 Lineweaver Burkプロットによる各係数の関係

合の除去速度を Lineweaver Burkプロットによって求めると図4-12に示す結果となった。これより $U_s = 1.0 \times 10^{-1} (\text{hr}^{-1})$ 、 $K_s = 40 (\text{mg}/\ell)$ となった。

次に、右辺第2項は脱窒するために除去されるC-COD分を加えたものであり、(4-20)式を加えた。換算係数 α は次のような化学反応式より求めた。



(4-15)、(4-16)式は原水の炭素系有機物を $(\text{CH}_2\text{O})_6$ と仮定し、 NO_2^- 、 NO_3^- がそれぞれ液中に存在する時、消費される理論酸素要求量(ThOD)を求めたものである。 NO_2^- 、 NO_3^- が脱窒する時消費するThODはそれぞれN1g当り1.71g、2.85gとなる。これをThOD \approx 3CODとするとN1g当りのCOD量は0.5、0.9gとなり、 α は0.5、0.9を与えた。

2) Kj-N除去過程

Kj-Nの変化は図4-10から Monod型で表わせることが推測される。また、硝化反応は汚泥の種類に影響されるが、初期C-CODが十分にある場合は汚泥の種類には影響されず、C-COD濃度に影響を受けることがわかり、次のように定式化した。

$$\frac{1}{X} \frac{dC_1}{dt} = \frac{-U_1 C_1}{K_1 + C_1} \left(\frac{S^*}{S} \right)^\xi \quad (4-17)$$

ここで、

C_1 : Kj-N濃度 (mg/ℓ)

U_1 : Kj-N最大反応速度

定数 (硝化最大反応速度定数)

K_1 : Kj-N (硝化) 飽和定数 (mg/ℓ)

S^* : 次元を合わせるために使用したKj-N除去に
関与するC-COD限界濃度 (mg/ℓ)

ξ : 実験比例定数

(4-17)式は硝化反応とC-COD濃度が反比例的な関係

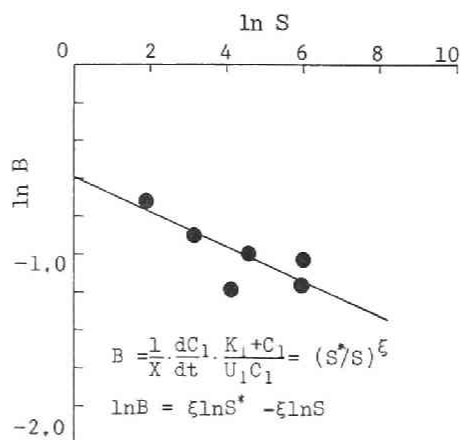


図4-13 式(4-18)より各係数の検討

にあることを定式化したものである。そのパラメーター U_1 、 K_1 については硝化反応の最活性と思われるRun 2-1～2-3の汚泥Bの実験値を基に計算すると $U_1 = 1.0 \times 10^{-2} (\text{hr}^{-1})$ 、 $K_1 = 140 (\text{mg}/\ell)$ が得られた。また、C源との関係は(4-17)式を変形すると

$$\frac{K_1 + C_1}{U_1 C_1} \cdot \frac{1}{X} \frac{dC_1}{dt} = (S^*/S)^\xi \quad \left. \begin{array}{l} \\ \text{左辺をBとおくと} \\ B = (S^*/S)^\xi, \ln B = \xi \ln S^* - \xi \ln S \end{array} \right\} \quad (4-18)$$

となる。(4-18)式より $\ln B$ と $\ln S$ の関係を図示すると図4-13となり、この図から $S^* = 0.001 (\text{mg}/\ell)$ 、 $\xi = 0.09$ が得られた。

3) $\text{NO}_x - \text{N}$ 消長過程

$\text{NO}_x - \text{N}$ の消長は硝化、脱窒の逐次反応として表わせることから次式のようにになった。

$$\frac{1}{X} \cdot \frac{dC_2}{dt} = \frac{U_1 C_1}{K_1 + C_1} \left(\frac{S^*}{S} \right)^\xi - \frac{U_2 C_2}{K_2 + C_2} \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (4-19)$$

(4-19)式において右辺第1項は硝化速度を示し、(4-18)式であり、右辺第2項は脱窒速度を示し、(4-20)式となる。

4) $\text{N}_2 - \text{N}$ 生成過程

脱窒速度は図4-11から NO_x とC源は密接に関係することを示しており次式が成り立つものと考えられる。

$$\frac{1}{X} \cdot \frac{dC_3}{dt} = \frac{U_2 \cdot C_2}{K_2 + C_2} \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (4-20)$$

(4-20)式におけるパラメーター値の算出は次のようにして求めた。

(4-20)式は次のように変形される。

$$\frac{K_s + S}{S} \cdot \frac{1}{X} \left(\frac{dC_3}{dt} \right) = D = \frac{U_2 \cdot C_2}{K_2 + C_2}$$

$$\frac{1}{D} = \frac{K_2}{U_2} \left(\frac{1}{C_2} \right) + \frac{1}{U_2} \quad (4-21)$$

となる。実験(Run 3-1、3-1'、3-1'')で得られたD値と C_2 の関係を(4-21)式にしたがってプロットすると図4-14のようになり、

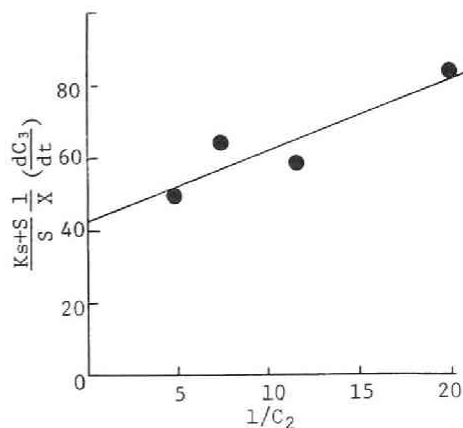


図4-14 式(4-21)より各係数の検討

$U_2 = 2.4 \times 10^{-2} \text{ (hr}^{-1}\text{)}$ 、 $K_2 = 20 \text{ mg/l}$ が得られた。

以上の関係式が得られた。また、そのパラメーターの値は表4-8にまとめる。

4-4-5 シミュレーション結果と考察

提示したモデル式を検証するため、シミュレーション計算を行ない、実験結果と比較検討した。また、各パラメーターの値についても考察した。

1) シミュレーション結果

シミュレーションの計算はRung-Kutta's Methodで行なった。この結果について図4-5～4-8に実線で示している。これらの図から各基質の経時変化を比較した。

(1) C-COD除去過程については初期

C-CODが 50 mg/l 以上の濃度においては大体一致した傾向を示すが、 50 mg/l 以下の場合にはシミュレーションとの一致がみられない。これはC-CODが高濃度域では原水投入直後DOの低下がみられるが、低濃度域ではDOの低下がみられず、C-CODの除去にはDOの影響があるものと考えられる。

(2) K_j-Nの除去過程は各Runとも

汚泥の種類によらず一致していると言える。

(3) NO_x-Nの変化過程は実験値の傾向とシミュレーションの傾向は一致しており、特に、Run 3において初期濃度が減少し、また増加するという傾向は、本モデル式でも説明できるが、実験値との整合性については検討の余地がある。

表4-8 パラメーターとその値

Parameter	Value
U _s (hr ⁻¹)	1.0×10^{-1}
U ₁ (hr ⁻¹)	1.0×10^{-2}
U ₂ (hr ⁻¹)	2.4×10^{-2}
K _s (mg/l)	40
K ₁ (mg/l)	140
K ₂ (mg/l)	20
α (mg/mg)	0.5 or 0.9
ξ (-)	0.09
S* (mg/l)	0.001

2) パラメーター値の検討

(1) U_s、K_sについてはCODを除去基質としているため他の研究^{7)、9)}と一概に比較ができないが、U_s = $1.0 \times 10^{-1} \text{ (hr}^{-1}\text{)}$ は同様の値を示しており、K_s = 40 (mg/l)については他の飽和定数が100～300 (mg/l)であるのに対して低い値を示した。これは本実験が硝化・脱窒反応を目的としているため、滞留時間およびSRT等が長いことからC-COD除去に対して親和性に富んだ汚泥であることがわかる。

(2) U₁ = $1.0 \times 10^{-2} \text{ (hr}^{-1}\text{)}$ であり、他実験値と比べても同様な値であった。K₁ = 140 (

mg/ℓ) が得られたが、河村¹⁰⁾ が求めている値 0.5~10 (mg/ℓ) と大きな違いが現われた。これは基質がし尿を対象に考えていることと、他の影響因子、例えばDO、pH等の影響を考えていないため、それが拮抗的阻害として K_1 に表われたためと思われる。

(3) $U_2 = 2.4 \times 10^{-2} \text{ (h r}^{-1}\text{)}$ は遠矢¹⁶⁾により求められているものと大体一致している。 K_2 についてはし尿処理等においては求められていないが下水処理においては $K_2 = 4.5 \sim 33 \text{ (mg/ℓ)}^{17)}$ となり一致した値を示している。しかし、 $K_2 = 0.1 \text{ (mg/ℓ)}$ 以下の低値を表わす研究者⁹⁾ も多い。このため、 K_2 は前述と同様に拮抗阻害的な因子も考えられ、今後検討を要するものと考えられる。

(4) α については 0.5、0.9の値をそれぞれ代入して検討したが、図4-15にもみられるように $\alpha = 0.5$ としたシミュレーション結果が実測値とよりよく一致しており、脱窒現象は主に NO_2^- 還元が主体であることが判明した。

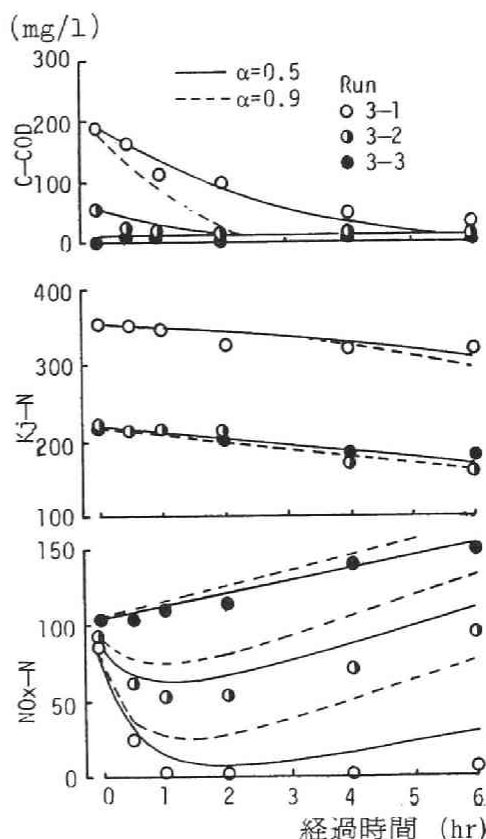


図4-15 シミュレーションによる α の検討

4-4-6 要約

以上の回分実験とモデル式の同定から次のような結論が得られた。

- 1) 同一槽内での炭素系有機物の除去、硝化および脱窒反応は Monod型式あるいはその修正式で表すことができる。
- 2) そのため、BOD酸化菌、硝化菌および脱窒菌の合計量を活性汚泥Xとして、一つの生物体として表し、各菌とも活性汚泥Xの中に十分に生存している系と仮定でき、その存在比は無視できるものと推定された。
- 3) C-COD除去過程においては NO_x^- が酸素の代替物となるため、たとへDOが不足して

も NO_x^- が存在すればC-COD除去速度は大きくなる。

4) 硝化過程においてはC-CODの存在は硝化反応を阻害する。

5) 脱窒速度はC-CODと NO_x^- の濃度の双方に支配される。

6) 3)、4)、5)から各除去速度はいずれもC-CODすなわち、炭素系有機物に影響されていることが示された。

7) パラメーター値の検討から、各飽和定数とも他の研究と違った値を示した。これは他の影響因子による影響と考えられる。

8) 脱窒反応は NO_2^- から直接 N_2 に脱窒されており、その経路は $\text{K}_j - \text{N} \rightarrow \text{NO}_2^- \rightarrow \text{N}_2$ となる。

9) 本モデル式は、DOが $0 \sim 1 \text{ mg/l}$ の低DOの値を示すときに十分に満足しえる式となったが、高DO値においては満足し得えない結果となった。今後、DO等の環境因子の役割について検討する必要がある。

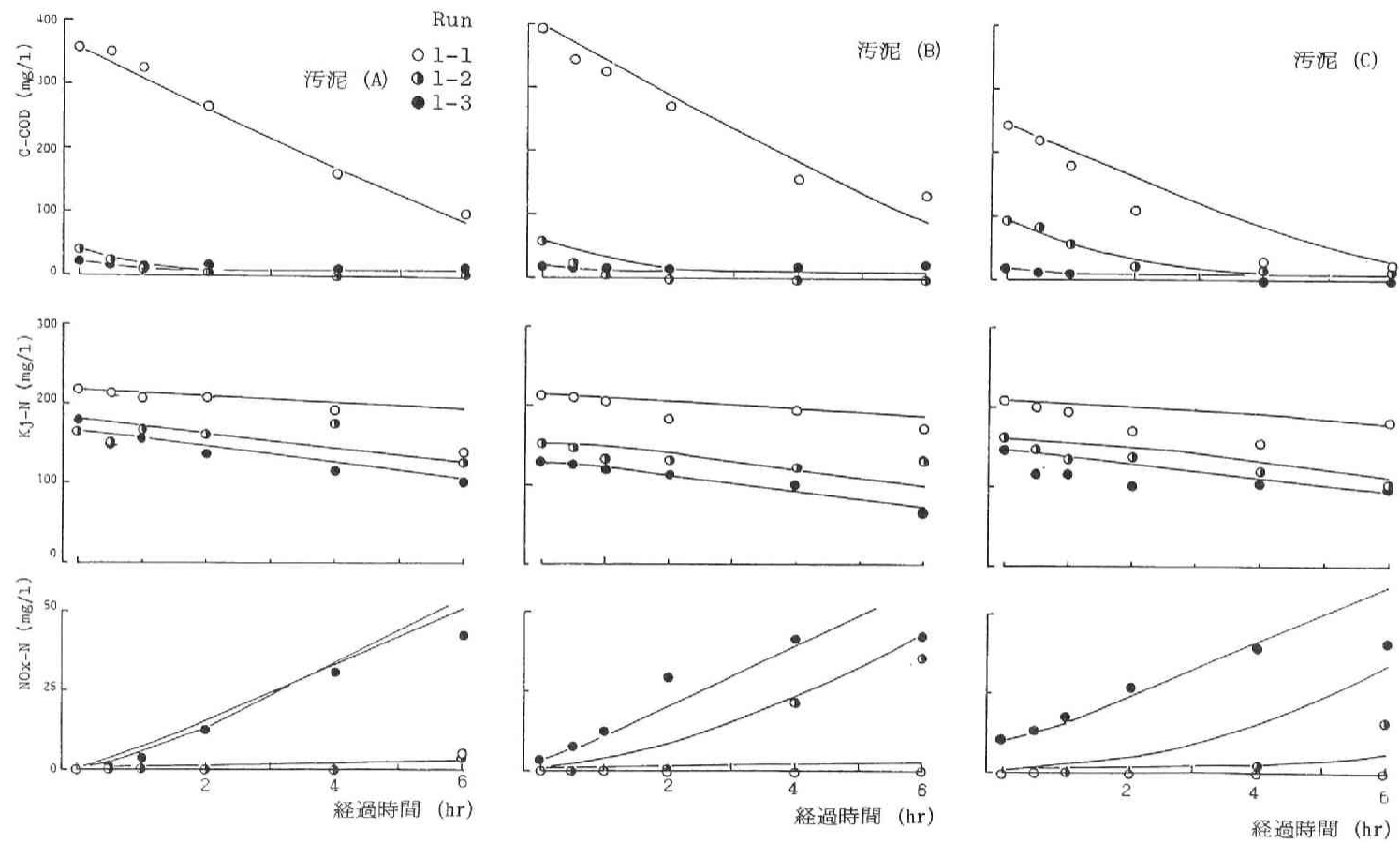


図4-5 各実験条件における水質変化 (Run 1-1~1-3)

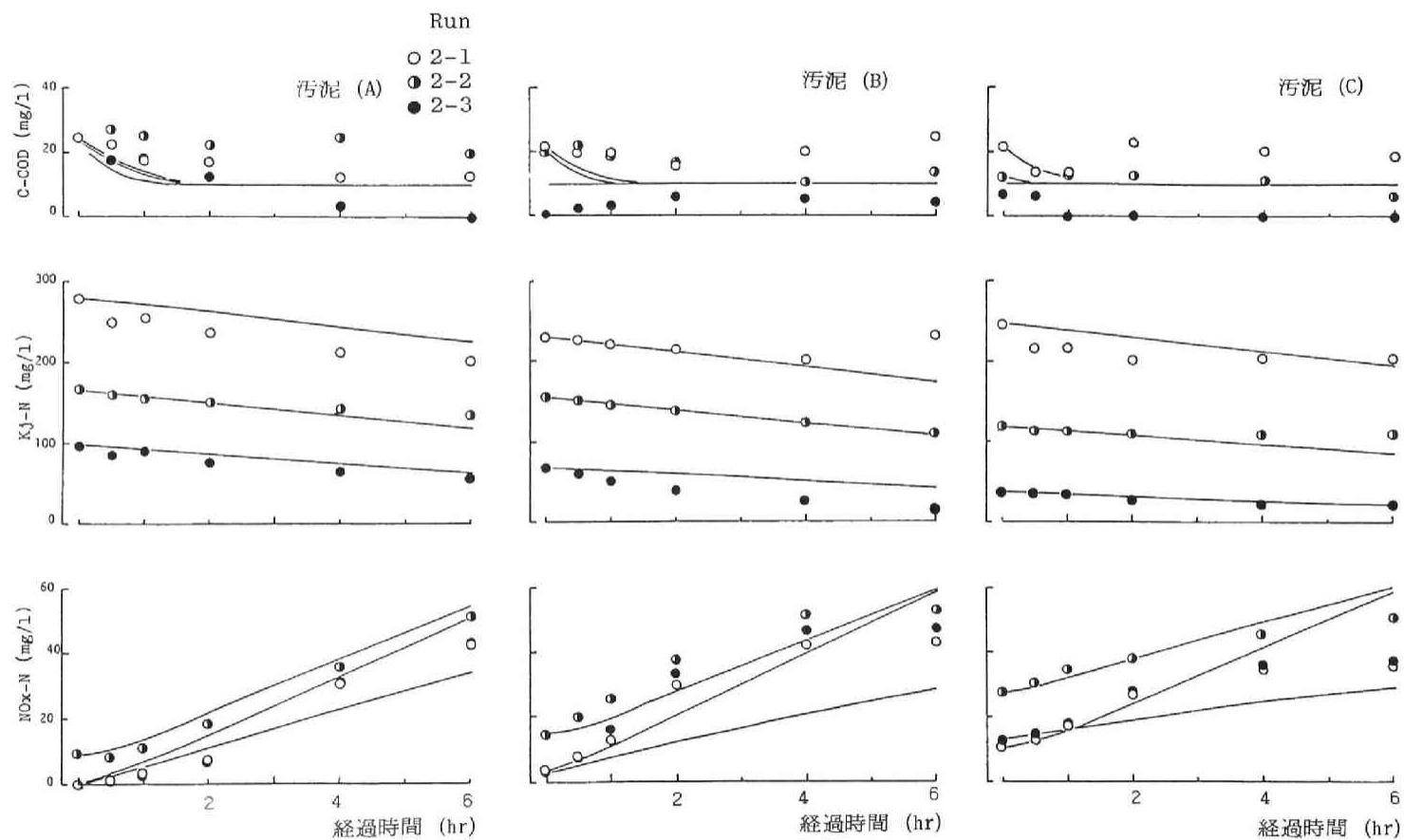


図4-6 各実験条件における水質変化 (Run 2-1~2-3)

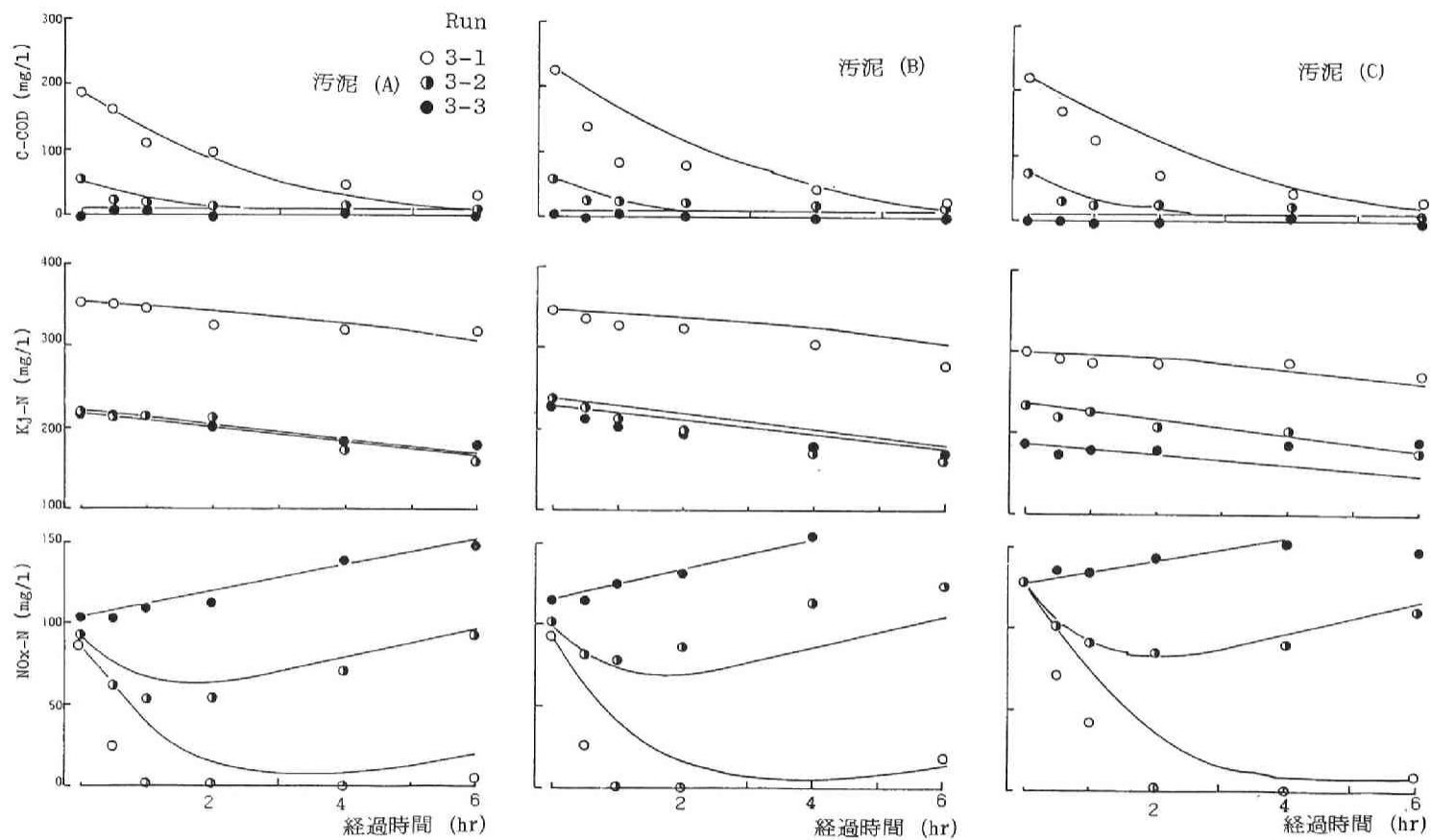


図4-7 各実験条件における水質変化 (Run 3-1~3-3)

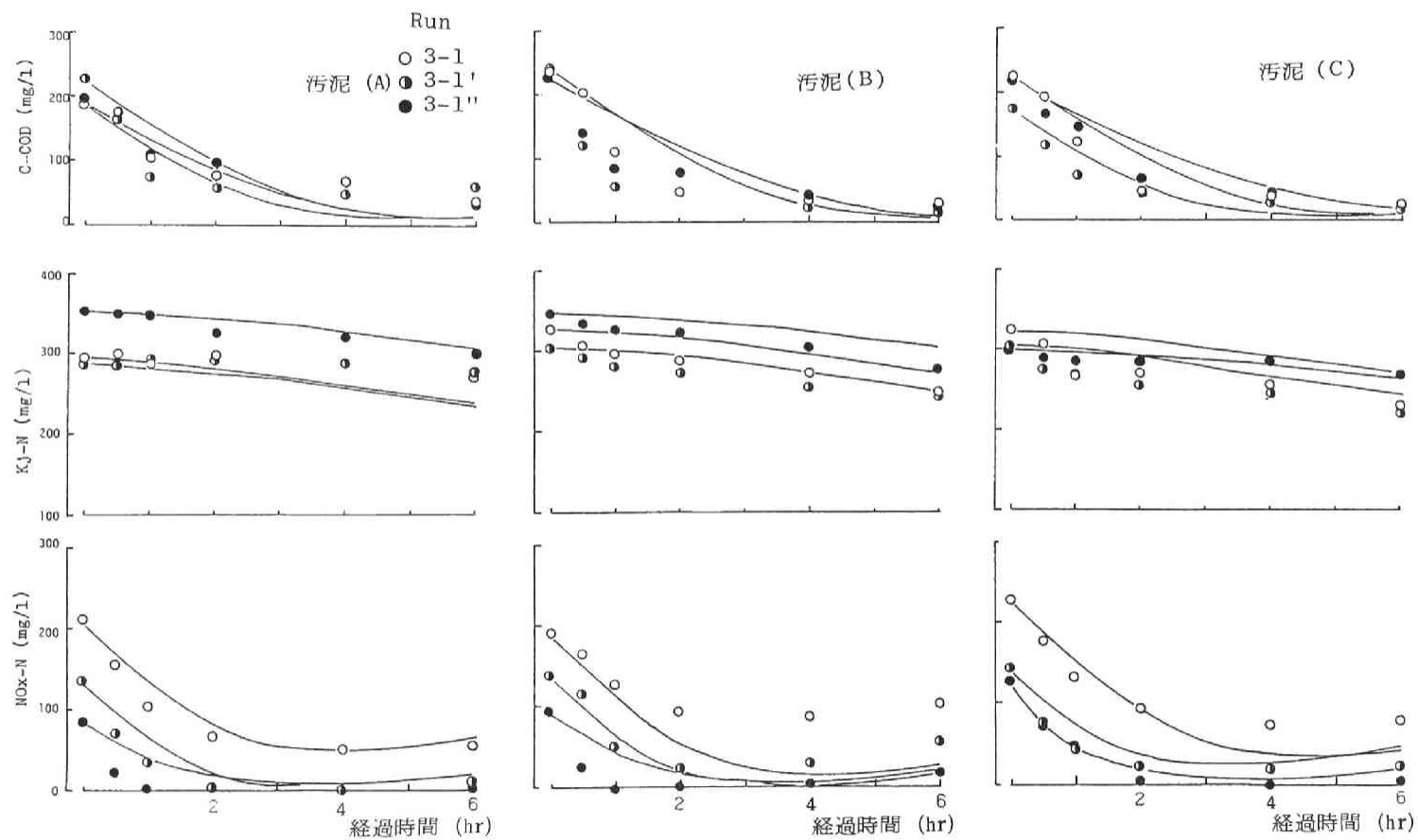


図4-8 各実験条件における水質変化 (Run 3-1~Run 3-1'')

4-5 化学量論式による速度論的解析

4-5-1 概説

4-3節で検討したような速度論的基礎解析あるいは前節で述べたように、BOD酸化、硝化および脱窒の3反応のみを複合したモデル解析ではモデル化に限界があり、各々の反応は多くの環境因子（影響因子）に左右されることがわかった。このため、モデル化に当っては影響因子の決定とその定量化を行なうことにより、さらに、実際の現象に近づくものと考えられる。しかし、作用する因子は数多くあり、整理されていない現状である。

一方、BOD酸化、硝化、脱窒の各反応は広義的にみればいずれも酸化・還元反応である。そのため、これらの複雑な系を対象とする場合はそこで行なわれる生化学反応とのつながりを考慮することが必要であり、それから影響因子も整理できるものと考えられる。

そこで本研究においてはBOD酸化菌、硝化菌及び脱窒菌の行なう生物処理系を構造的に把え、そのモデル化を行ない、さらに、いくつかの仮定を設けて速度論的解析を行なうとともに影響因子を整理した。

4-5-2 生物処理系のモデル化

1) 生化学反応のモデル化

本研究で取り扱う微生物は有機物（BOD）酸化菌（以下酸化菌と略す）硝化菌および脱窒菌のみとし、他の微生物が共存しても処理系には何ら影響を与えないものとする。つぎに、原水中の基質は有機物およびアンモニア（ $\text{NH}_4 - \text{N}$ ）のみとし、リンや他の微量生化学関係物質は無関係な塩類とする。有機性窒素（ $\text{org} - \text{N}$ ）は酸化菌によって分解され $\text{NH}_4 - \text{N}$ となるため、 $\text{NH}_4 - \text{N}$ として取り扱う。従って以下に述べる $\text{NH}_4 - \text{N}$ は $\text{org} - \text{N}$ を含んだものとする。なお、酸素などは基質とはいわないが、本文では生化学反応に消費される物質は全て基質と呼び、生化学反応によって生成される物質は全て代謝物とする。

酸化菌、亜硝酸化菌、硝酸化菌、硝酸還元菌、亜硝酸還元菌が存在する槽内での窒素の除去は表4-9に示すような生化学反応が進行するものとする。これはそれぞれの生物が行なう呼吸（代謝）、増殖、内生呼吸に対応する化学反応を図式化したものである。例えば、酸化菌 X_1 の呼吸は有機物（ $\text{C}_x \text{H}_y \text{O}_z$ として表わす）および酸素を生体内に取りこみ、炭酸ガスと水に変換して体外へ排泄する作用である。

表4-9に示すように、各菌についてそれぞれの生化学反応を上げると15種類に分類される。し

かし、現実の問題として、これらの反応を全て考慮すると、生化学反応のモデルは極めて複雑となり、応用的な観点からも望ましいことではない。従って、本研究では次のようなモデルに基づき生化学反応を簡略化する。

表 4-9 生物処理における生化学反応の分類

	呼 吸	増 殖	内生 呼吸
酸化菌	$\begin{array}{c} \text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z \quad \text{O}_2 \\ \text{(BOD)} \\ \swarrow \quad \searrow \\ k_{11} \quad X_1 \\ \swarrow \quad \searrow \\ \text{CO}_2 \quad \text{H}_2\text{O} \\ \text{(NH}_4^+\text{)} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z \quad \text{O}_2 \\ \text{NH}_4^+ \\ \swarrow \quad \searrow \\ k_{12} \quad X_1 + dX_1 \\ \swarrow \quad \searrow \\ \text{CO}_2 \quad \text{H}_2\text{O} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{O}_2 \\ \swarrow \quad \searrow \\ k_{13} \quad X_1 - dX_1 \\ \swarrow \quad \searrow \\ \text{CO}_2 \quad \text{H}_2\text{O} \\ \text{NH}_4^+ \end{array}$
亜硝化菌	$\begin{array}{c} \text{NH}_4^+ \quad \text{O}_2 \\ \swarrow \quad \searrow \\ k_{21} \quad X_2 \\ \swarrow \quad \searrow \\ \text{NO}_2^- \quad \text{H}^+, \text{H}_2\text{O} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{NH}_4^+ \quad \text{O}_2 \\ \text{CO}_2 \\ \swarrow \quad \searrow \\ k_{22} \quad X_2 + dX_2 \\ \swarrow \quad \searrow \\ \text{NO}_2^- \quad \text{H}^+, \text{H}_2\text{O} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{O}_2 \\ \swarrow \quad \searrow \\ k_{23} \quad X_2 - dX_2 \\ \swarrow \quad \searrow \\ \text{NO}_2^- \quad \text{H}^+, \text{H}_2\text{O} \\ \text{CO}_2 \end{array}$
硝化菌	$\begin{array}{c} \text{NO}_2^- \quad \text{O}_2 \\ \swarrow \quad \searrow \\ k_{31} \quad X_3 \\ \swarrow \quad \searrow \\ \text{NO}_3^- \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{NH}_4^+ \quad \text{O}_2 \\ \text{NO}_2^- \\ \text{CO}_2 \\ \swarrow \quad \searrow \\ k_{32} \quad X_3 + dX_3 \\ \swarrow \quad \searrow \\ \text{NO}_3^- \quad \text{H}^+, \text{H}_2\text{O} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{O}_2 \\ \swarrow \quad \searrow \\ k_{33} \quad X_3 - dX_3 \\ \swarrow \quad \searrow \\ \text{NO}_3^- \quad \text{H}^+, \text{H}_2\text{O} \\ \text{CO}_2 \end{array}$
硝酸還元菌	$\begin{array}{c} \text{NO}_3^- \quad \text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z \\ \swarrow \quad \searrow \\ k_{41} \quad X_4 \\ \swarrow \quad \searrow \\ \text{NO}_2^- \quad \text{CO}_2, \text{H}_2\text{O} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{NO}_3^- \quad \text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z \\ \swarrow \quad \searrow \\ k_{42} \quad X_4 + dX_4 \\ \swarrow \quad \searrow \\ \text{CO}_2 \quad \text{H}_2\text{O}, \text{OH}^- \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{NO}_3^- \\ \swarrow \quad \searrow \\ k_{43} \quad X_4 - dX_4 \\ \swarrow \quad \searrow \\ \text{NO}_2^- \quad \text{CO}_2, \text{H}_2\text{O} \end{array}$
亜硝酸還元菌	$\begin{array}{c} \text{NO}_2^- \quad \text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z \\ \swarrow \quad \searrow \\ k_{51} \quad X_5 \\ \swarrow \quad \searrow \\ \text{N}_2 \quad \text{CO}_2, \text{OH}^- \\ \text{H}_2\text{O} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{NO}_2^- \quad \text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z \\ \swarrow \quad \searrow \\ k_{52} \quad X_5 + dX_5 \\ \swarrow \quad \searrow \\ \text{CO}_2 \quad \text{H}_2\text{O}, \text{OH}^- \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{NO}_2^- \\ \swarrow \quad \searrow \\ k_{53} \quad X_5 - dX_5 \\ \swarrow \quad \searrow \\ \text{N}_2 \quad \text{CO}_2, \text{OH}^- \\ \text{H}_2\text{O} \end{array}$

モデル化1. 各菌についての生化学反応は呼吸が支配的であるとして、増殖は副次的に取り扱い、内生呼吸は無視できる程度とする。

モデル化2. 酸化および脱窒については表4-9に示すように両タイプの細菌が存在し、 NO_2^- 、 NO_3^- が排泄物あるいは基質として反応に関係している。しかし、本モデルでは硝化菌、脱窒菌はそれぞれ1種類とし、 NO_x^- ($2 < x < 3$)を関係物質とする。ここで、 x は次式で与えられる。

$$x = \frac{[\text{NO}_3^-]}{[\text{NO}_2^-] + [\text{NO}_3^-]} + 2 \quad (4-22)$$

これは実際の処理系では NO_2^- と NO_3^- の濃度比がほぼ一定に保たれていることを根拠としている。硝化菌で説明すると次のようになる。 NH_4^+ がフロック内の亜硝化菌で NO_2^- に変換され、細胞外に排泄されると、この NO_2^- をおなじフロック内の硝化菌が直ちに NO_3^- に変換される。もし、亜硝化菌および硝化菌による処理速度{(細菌量)×(単位細菌による変換速度)}が等しいか、あるいは硝化菌の速度が大きい場合には NH_4^+ は全て NO_3^- に変換する。しかし、硝化菌による処理速度が遅く、 NO_2^- の一部のみが NO_3^- に変換されるため、 NH_4^+ の代謝物として、 NO_2^- 、 NO_3^- が混在して汚泥フロックより排出される。したがって、汚泥フロック内の亜硝化菌および硝化菌の比率が一定であれば、処理系内の NO_2^- 、 NO_3^- の濃度比は常に一定に保たれることになる。

表4-10 生物学的処理における生化学反応のモデル化

型	体外呼吸	増殖	還元剤	酸化剤
酸化	$\begin{array}{ccc} \text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z & & \text{O}_2 \\ & \searrow \quad \nearrow & \\ & k_1 X_1 & \\ & \swarrow \quad \searrow & \\ \text{CO}_2 & & \text{H}_2\text{O} \end{array}$	$\begin{array}{ccc} \text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z & & \text{O}_2 \\ \text{NH}_4^+ & & \\ & \searrow \quad \nearrow & \\ & \theta k_1 X_1 + \Delta X_1 & \\ & \swarrow \quad \searrow & \\ \text{CO}_2 & & \text{H}_2\text{O} \end{array}$	$\text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z$	O_2
硝化	$\begin{array}{ccc} \text{NH}_4^+ & & \text{O}_2 \\ & \searrow \quad \nearrow & \\ & k_2 X_2 & \\ & \swarrow \quad \searrow & \\ \text{NO}_x^- & & \text{H}^+, \text{H}_2\text{O} \end{array}$	$\begin{array}{ccc} \text{NH}_4^+ & & \text{O}_2 \\ \text{CO}_2 & & \\ & \searrow \quad \nearrow & \\ & \sigma k_2 X_2 + \Delta X_1 & \\ & \swarrow \quad \searrow & \\ \text{NO}_x^- & & \text{H}^+, \text{H}_2\text{O} \end{array}$	NH_4^+	O_2
脱窒	$\begin{array}{ccc} \text{NO}_x^- & & \text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z \\ & \searrow \quad \nearrow & \\ & k_3 X_3 & \\ & \swarrow \quad \searrow & \\ \text{N}_2, \text{OH}^- & & \text{CO}_2, \text{H}_2\text{O} \end{array}$	$\begin{array}{ccc} \text{NO}_x^- & & \text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z \\ & \searrow \quad \nearrow & \\ & \tau k_3 X_3 + \Delta X_3 & \\ & \swarrow \quad \searrow & \\ \text{CO}_2 & & \text{OH}^-, \text{H}_2\text{O} \end{array}$	$\text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z$	NO_x^-

以上を要約すると、本処理系では酸化、硝化、脱窒の3種類の菌が共存し、生化学反応は表4-10のように簡略化される。

2) 活性汚泥のモデル化

酸化菌、硝化菌および脱窒菌をそれぞれ分けて呼吸、増殖反応を扱うことは容易でなく、また、実用的でない。そのため、次のようなモデル化を考えた。

モデル化3、酸化菌、硝化菌および脱窒菌の生物集合体、すなわち汚泥フロックを仮定上の単一生物体とみなし、各々の細菌はこの生物体内の一つの代謝組織とみなす。これは前節での結果も考慮している。このようなモデルに基づくと各々の細菌を特に区別して取り扱う必要はない。モデル上の生物が表4-10に示す全ての生化学反応を行ない、どの型の生化学反応が進行するかどうかについては外部環境、すなわち、処理液中の物質の組織比等に依存することになる。この環境（選択）因子に関するパラメータは次節で述べる。

4-5-3 速度論的取り扱いと定式化

1) 酸化、硝化、脱窒の各速度

前項で述べた生物処理系のモデル化に基づき、酸化、硝化および脱窒の各速度を以下に掲げる仮定に基づいて求めることにした。

仮定(1) 処理系の律速過程は生化学反応とする。すなわち、4-2節で述べた処理液内の物質移動が律速とならない程度に攪拌が行なわれているものとする。

仮定(2) 生化学反応は酸化、硝化および脱窒の機能を有するモデル上の生物によって行なわれ、この生物による生化学反応は表4-10で示す呼吸を先ず最初に考慮し、増殖については補正的に取り扱う。

仮定(3) 表4-10で示すような各形の生化学反応は一連の素反応によって構成されるが、それぞれ生化学反応全体としての速度は関与する基質濃度 $[M_i]$ および各形の反応に活性化された生物量 $[X_i^*]$ の積に比例するとする。すなわち、各濃度に関して、それぞれみかけ上1次であるとする。

仮定(1)~(3)に基づくと、表4-10に示す酸化、硝化、脱窒の各速度についての呼吸速度 $r_o(t)$ 、 $r_N(t)$ 、 $r_D(t)$ は次式で示される。

$$\text{酸化速度 } r_o(t) = k_1 [C_x H_y O_z] [O_2] [X_1^*] \quad (4-23)$$

$$\text{硝化速度 } r_N(t) = k_2 [NH_4] [O_2] [X_2^*] \quad (4-24)$$

$$\text{脱窒速度 } r_D(t) = k_3 [C_x H_y O_z] [NO_x] [X_3^*] \quad (4-25)$$

ここでは、 $r_i(t)$ の単位は h^{-1} で表わす。したがって、物質濃度 $[M_i]$ および $[X_i^*]$ を mg/l で表わせば速度定数 k_i は $(l^3 \cdot mg^{-3} \cdot h^{-1})$ で示される。

特定の反応に活性化された生物量 $[X_i^*]$ はモデル(3)を定式化したもので、以下に述べることに基いて導入したものである。すなわち、一般に、生体内での代謝反応には酵素が関与するが、選択性もつ酵素が特定の生化学反応に関与するためには、この酵素が活性化されなければならない。酵素の活性化プロセスは一般に、生体内に取り込まれる特定の基質が関与しているので、この活性化は反応に関する環境（選択）因子に依存する。一方、表4-10に示す呼吸は全て酸化還元反応として定義でき、生物はこの反応によって生ずるエネルギーを利用している。これらの反応は還元剤として $C_x H_y O_z$ あるいは NH_4^+ を消費するか、また酸化剤として O_2 あるいは NO_3^- を消費するかによって分類される。それぞれの酸化還元反応に関与する活性化された酵素量の相対比はそれぞれの反応に関与する選択因子としての外部環境の還元剤および酸化剤の量の相対比に等しいとする。還元剤として $C_x H_y O_z$ か NH_4^+ のいずれかの選択（環境）因子 α および β （ $\alpha + \beta = 1$ ）、また、酸化剤として O_2 か NO_3^- のいずれかの選択因子として τ および δ （ $\tau + \delta = 1$ ）を導入し、以下のように定義する。

$$\alpha = \frac{[C_x H_y O_z]}{[C_x H_y O_z] + [NH_4^+]} \quad (4-26)$$

$$\beta = \frac{[NH_4^+]}{[C_x H_y O_z] + [NH_4^+]} \quad (4-27)$$

$$\tau = \frac{[O_2]}{[O_2] + [NO_3^-]} \quad (4-28)$$

$$\delta = \frac{[NO_3^-]}{[O_2] + [NO_3^-]} \quad (4-29)$$

特定の反応について活性化された生物量 $[X_i^*]$ は処理系内の生物量 $[X]$ と選択因子の積として次のように示される。

$$[X_1^*] = \alpha \tau [X] \quad (4-30)$$

$$[X_2^*] = \beta \tau [X] \quad (4-31)$$

$$[X_3^*] = \alpha \delta [X] \quad (4-32)$$

2) 処理系内の各物質濃度の変化速度

表4-10に示す酸化および硝化、脱窒の各反応が前節で述べた速度式(4-23)～(4-25)にしたがって、並行的に進行するものとし、処理系内外からの物質の出入がない場合には系内の物質す

なわち、有機物 $C_x H_y O_z$ 、アンモニア NH_4^+ 、硝酸イオン NO_3^- 、窒素 N_2 、酸素 O_2 および生物 X の濃度変化はそれぞれの反応の増殖を補正項として取り扱くと表 4-11 で示すようになる。

表 4-11 生物学的処理における物質の変化速度*

物質変化	酸化	硝化	脱窒	式番号
$d[C_xH_yO_z]/dt$	$-(a_{11}+\theta x_{11})\gamma_0(t)$		$-(a_{13}+\tau x_{13})\gamma_D(t)$	(4-33)
$d[NH_4^+]/dt$	$-\theta x_{21}\gamma_0(t)$	$-(a_{22}+\sigma x_{22})\gamma_N(t)$		(4-34)
$d[NO_3^-]/dt$		$(a_{32}+\sigma x_{32})\gamma_N(t)$	$-(a_{33}+\tau x_{33})\gamma_D(t)$	(4-35)
$d[O_2]/dt$	$-(a_{41}+\theta x_{41})\gamma_0(t)$	$-(a_{42}+\sigma x_{42})\gamma_N(t)$		(4-36)
$d[N_2]/dt$			$a_{53}\gamma_D(t)$	(4-37)
$d[X]/dt$	$\theta x_{61}\gamma_0(t)$	$\sigma x_{62}\gamma_N(t)$	$\tau x_{63}\gamma_D(t)$	(4-38)

*各物質の変化速度 $d[N]/dt$ は、酸化・硝化・脱窒の各項の総和に等しい。

表 4-11 において係数 a_{ij} および x_{ij} は表 4-10 の各反応の単位速度における関係物質の変化量で a_{ij} は呼吸に、 x_{ij} は増殖に対応している。本研究では係数 a_{ij} および x_{ij} の値は酸化還元反応において、慣用的に用いられる酸素を基準として決定している。表 4-12 に計算に使用する化学量論式の一例を示し、表 4-13 に得られた各係数の値を示す。つぎに各基質による呼吸と汚泥増殖の比率を考える必要がある。ここで、酸化菌、硝化菌および脱窒菌のそれぞれの呼吸と増殖との比率を θ 、 σ 、 τ として表わすと、 θ 、 σ 、 τ は呼吸をまず考慮し、次に、増殖反応を考慮する。すなわち、

表 4-12 各係数を求めるために使用した各反応式

反応の形態	反 応 式
有機物の酸化	$1/6(CH_2O)_6 + O_2 \rightarrow CO_2 + H_2O$
有機物の増殖	$8(CH_2O)_6 + 3 O_2 + NH_3 \rightarrow C_5H_7NO_2 + 3CO_2$
亜硝酸化反応	$NH_4^+ + 3/2 O_2 \rightarrow NO_2^- + H_2O + 2H^+$
亜硝酸化による増殖	$55NH_4^+ + 5CO_2 + 76 O_2 \rightarrow C_5H_7NO_2 + 54NO_2^- + 52H_2O + 109H^+$
硝酸化反応	$NO_2^- + 1/2 O_2 \rightarrow NO_3^-$
硝酸化による増殖	$400NO_2^- + 5CO_2 + NH_4^+ + 195 O_2 + 2H_2O \rightarrow C_5H_7NO_2 + 400NO_3^- + H^+$
硝酸の脱窒反応	$2NO_3^- + 1/6(CH_2O)_6 \rightarrow 2NO_2^- + CO_2 + H_2O$
脱窒による増殖	$6NO_3^- + 7(CH_2O)_6 \rightarrow 6C_5H_7NO_2 + 12CO_2 + 8H_2O + 6OH^-$
亜硝酸の脱窒反応	$8NO_2^- + (CH_2O)_6 \rightarrow 4N_2 + 6CO_2 + 2H_2O + 8OH^-$
脱窒による増殖	$12NO_2^- + 13(CH_2O)_6 \rightarrow 12C_5H_7NO_2 + 18CO_2 + 30H_2O + 12OH^-$

呼吸量は p 、増殖量を q とすると $p+q=1$ となる。ここで、各基質の平均的な汚泥転換率（収率）から p 、 q を求めると、 $\theta=q/p$ 、 $\sigma=q/p$ 、 $\tau=q/p$ の値はそれぞれ $\theta=3.5$ 、 $\sigma=1.5$ 、 $\tau=0.7$ となった。

表4-13 a_{ij} 、 x_{ij} の計算値（ O_2 を基準とする*）

a_{ij}	x_{ij}
$a_{11}=a_{13}=1.00\text{mg}$ as ThOD	$x_{11}=x_{13}=1.00\text{mg}$ as ThOD
$a_{22}=0.27\text{mg}$ as NH_4-N	$x_{21}=0.07\text{mg}$, $x_{22}=0.27\text{mg}$ as NH_4-N
$a_{32}=0.26\text{mg}$, $a_{33}=0.52\text{mg}$ as NO_x-N	$x_{32}=0.26\text{mg}$, $x_{33}=0.07\text{mg}$ as NO_x-N
$a_{41}=a_{42}=1.00\text{mg}$ as O_2	$x_{41}=0.17\text{mg}$, $x_{42}=0.93\text{mg}$ as O_2
$a_{53}=0.52\text{mg}$ as N_2-N	
	$x_{61}=0.59\text{mg}$, $x_{62}=0.04\text{mg}$ $x_{63}=0.54\text{mg}$ as MLSS

* O_2 が 1 mg 変化するときの各物質の変化量 (mg)

3) 処理系内の各物質濃度および制御量の計算

任意の時刻 t における処理系内の物質の濃度は各物質の初期条件および物質収支に関する条件を与えて、表4-11に示す(4-33)～(4-38)を解けばよいことになる。しかし、数学的に解を求めることは困難であるので、本研究では以下に述べる数値計算によって、任意の時刻 t における各物質の濃度を求める。時刻 t における物質 $[Mi]$ の濃度を $[Mi]_t$ であらわすと、 $t+\Delta t$ における物質 $[Mi]$ の濃度 $[Mi]_{t+\Delta t}$ は $[Mi]_t$ に変分量 $\Delta[Mi]_t$ を加えれば求められる。各物質の変分量 $\Delta[Mi]_t$ は(4-33)～(4-38)式を変形した次式によって求まる。

$$[C_x H_y O_z]_{t+\Delta t} = [C_x H_y O_z]_t - (a_{11} + \theta x_{11}) r_o(t) \Delta t - (a_{13} + \tau x_{13}) r_D(t) + A_1(t) \Delta t \quad (4-39)$$

$$[NH_4^+]_{t+\Delta t} = [NH_4^+]_t - \theta x_{21} r_o(t) \Delta t - (a_{22} + \sigma x_{22}) r_N(t) + A_2(t) \Delta t \quad (4-40)$$

$$(\text{NO}_x^-)_{t+\Delta t} = (\text{NO}_x^-)_t - (a_{32} + r X_{32}) r_N(t) \Delta t - (a_{33} + r X_{33}) r_D(t) \Delta t + A_3(t) \Delta t \quad (4-41)$$

$$(\text{O}_2)_{t+\Delta t} = (\text{O}_2)_t - (a_{41} + \theta X_{41}) r_O(t) \Delta t - (a_{42} + \sigma X_{42}) r_N(t) \Delta t + A_4(t) \Delta t \quad (4-42)$$

$$(\text{N}_2)_{t+\Delta t} = (\text{N}_2)_t + a_{53} r_D(t) \Delta t + A_5(t) \Delta t \quad (4-43)$$

$$(\text{X})_{t+\Delta t} = (\text{X})_t + \theta X_{61} r_O(t) \Delta t + \sigma X_{62} r_N(t) \Delta t + r X_{63} r_D(t) \Delta t + A_6(t) \Delta t \quad (4-44)$$

上式の $A_i(t)$ は系内外からの各物質の入出力に関する関数であり、制御因子となる。これは被処理物質の負荷量や酸素の曝気量、返送汚泥等に対応するもので、処理系が所定の目的に達するように設定される。ある機関中における制御量あるいは処理量 A_i は次式で与えられる。

$$A_i = \lambda_i V \int_0^t A_i(t) dt \quad (4-45)$$

ここで V は処理系の容積、 λ_i は吸収率で、曝気における酸素量に関しては重要な因子であるが、他の物質は回分、半回分実験においては物質の移動がなく、 $\lambda_i = 1$ とすることができる。

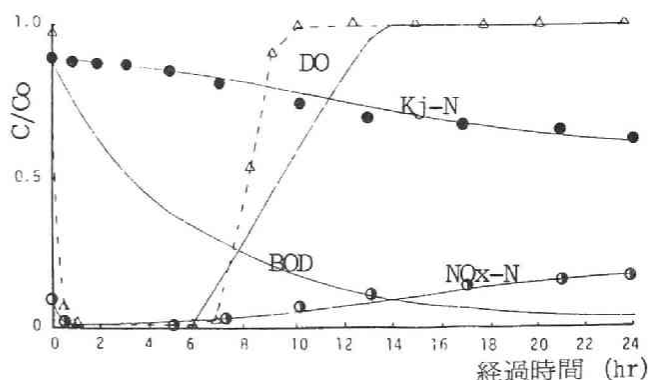


図4-16 半回分実験におけるシミュレーション結果と実測値
(C_0 (mg/l); BOD=807, Kj-N=797, NOx-N=91, MLSS=4790)

4-5-4 シミュレーション結果と考察

シミュレーション計算するに当っては、4-3節で行なった半回分実験および前節で行なった回分実験データを参考にして行なった。

計算は各物質の初期濃度 $[M_i]_0$ を与え、式(4-23)～(4-26)を用いて $r_O(t)$ 、 $r_N(t)$ 、 $r_D(t)$ を求めた。速度定数 k_i (mg^{-3} 、 l^{-3} 、 h r^{-1})は2、3の代表的な回分実験と比較して、実験値との偏差が最小となる値を決定している。その結果、 $k_1 = 2 \times 10^{-2}$ 、 $k_2 = 3 \times 10^{-3}$ 、 $k_3 = 1 \times 10^{-3}$ が得られた。そしてこれらの数値を式(4-39)～(4-44)に代入し

て各物質の濃度を逐次計算し、任意の時刻 t における物質濃度 $[M_i]$ t を求めた。計算結果例を図4-16～4-21に示す。

図中ではプロットした点実験値であり、各線が計算で得られた濃度変化

である。図4-16～4-18は3-4節で述べた半回分実験によるものであり、Kj-N（計算はN

H_4^+ として）、 NO_x^- 、とも大体一致した値を示した。 $C_xH_yO_z$ （B

OD）は実験値がないので推測ではあるがこのよ

うな曲線となると思われる。なお、DOの急激な

落ち込み等はシミュレートできなかった。図4-19～4-21は回分実験の

一例である。Kj-N、

$C_xH_yO_z$ （実験値はC-COD）、 NO_x^- ともほとんど一致しているが、DOは実験値に比べ、やや立ち上がりが早く
なっている。これは汚泥の内生呼吸による酸素の消費のため、実験値が遅く立ち上がるのか、または
 $A_i(t)$ において式（4-45）における呼吸効率 λ_i が実験値では低いため違いができた等が
考えられる。しかし、 NO_x^- の立ち上がりが始まる付近でDOの立ち上がりが始まることが各シ
ミュレートから確認された。いずれにしても細部の検討は必要であるが、本モデル式は実際の現象に
近いものであり、有為性が認められたものとする。

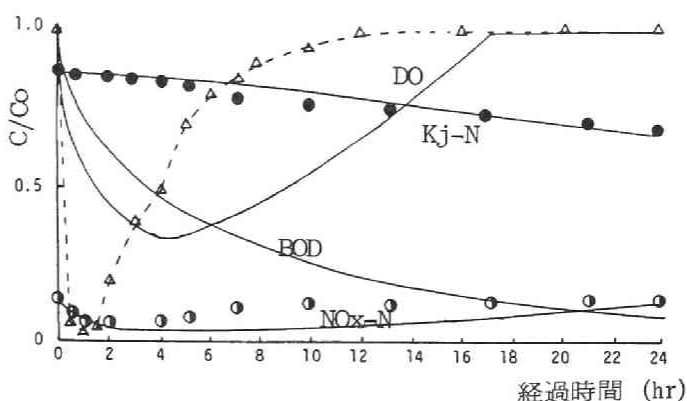


図4-17 半回分実験におけるシミュレーション結果と実測値

(C_0 (mg/l); BOD=540, Kj-N=770, NO_x-N)
=120, MLSS=4400)

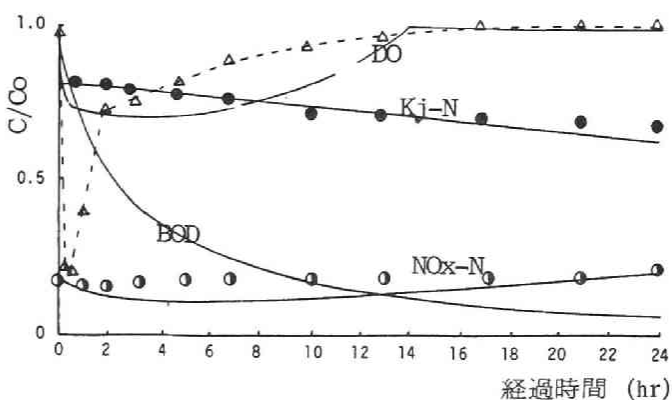


図4-18 半回分実験におけるシミュレーション結果と実測値

(C_0 (mg/l); BOD=280, Kj-N=678, NO_x-N)
=153, MLSS=4175)

4-5-5 要約

以上から、化学量論式とつながりのある反応速度モデル式が提示でき、かつ、影響因子の役割も把握できた。この結果より、単一曝気槽内における硝化、脱窒現象は次のようなことが言えることがわかった。

1) 曝気槽内での酸化菌、硝化菌、脱窒菌は同一微生物体 X_1 で表すことができる。そして、各菌の働きは外部環境の因子（活性化に必要な因子）によって表すことができる。

2) 硝化および脱窒反応における DO と $NO_x - N$ はある規則性にしたがって関連をもっている。

3) 影響因子としての DO 、汚泥について、それを選択した根拠とそれらの因子の定量化が測れた。

4) 生物処理における BOD 酸化、硝化および脱窒反応はいずれも広義の酸化還元反応として取り扱える。

5) 回分法を用いた現象の解析の他、連続処理における制御量や負荷変動の予測等もこのモデルの発展から適応が可能と思われる。

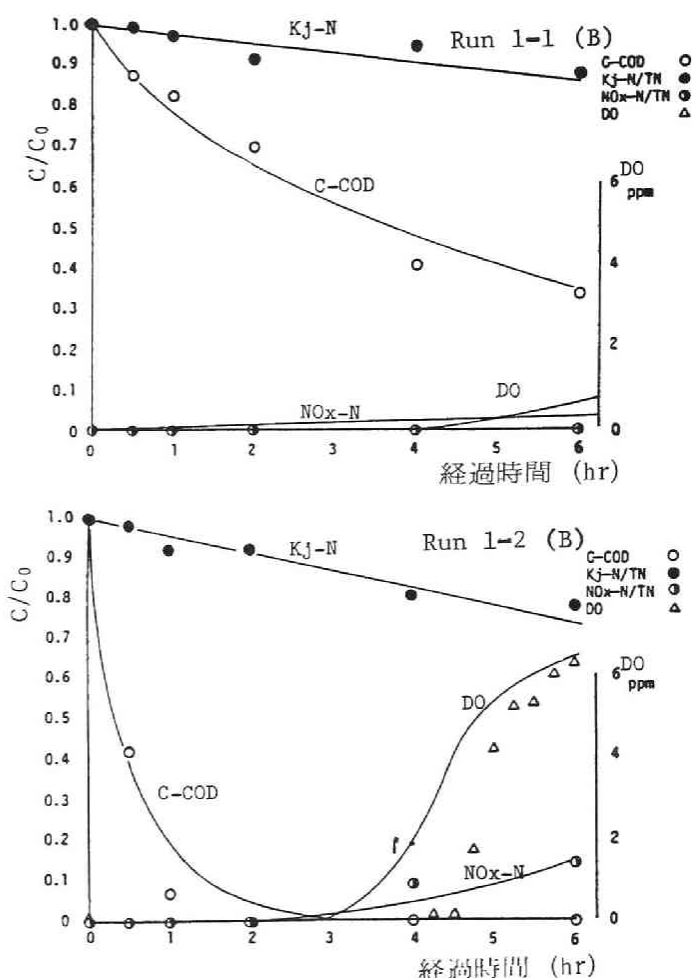


図 4-19 回分実験によるシミュレーション結果と実測値 (Run 1, 汚泥 B)

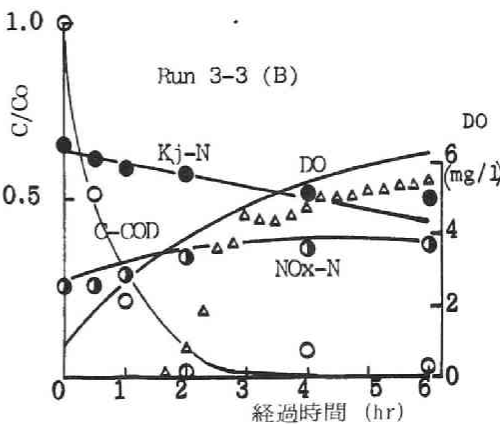
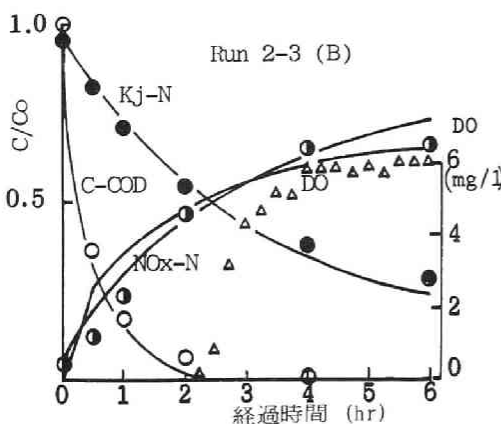
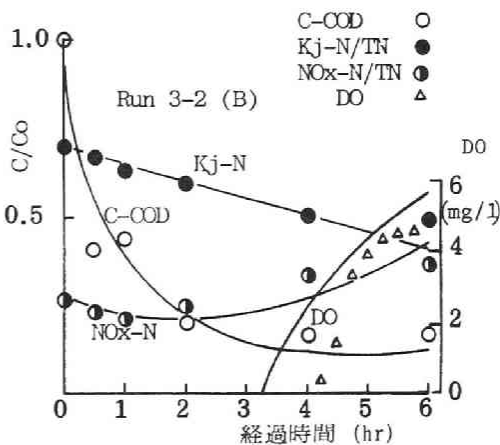
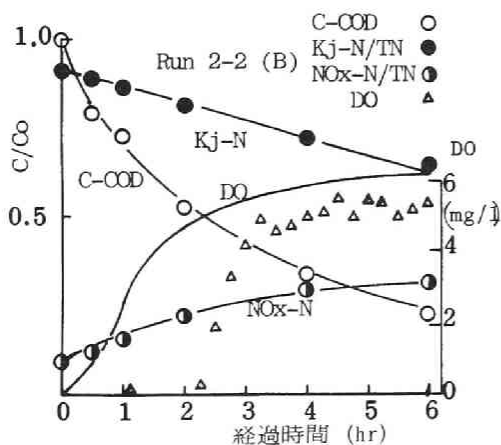
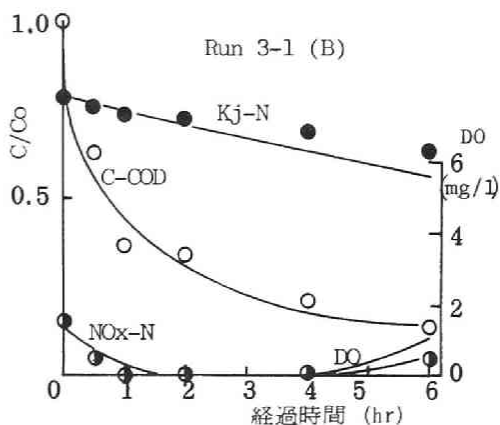
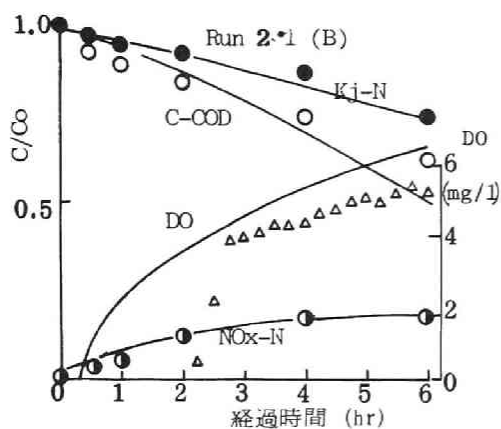


図4-20 回分実験によるシミュレーション結果と実測値 (Run 2, 汚泥B)

図4-21 回分実験によるシミュレーション結果と実測値 (Run 3, 汚泥B)

4-6 構造モデルによる Monod 式の修正

4-6-1 概説

前節における各反応速度式により、各現象の機構がほとんど解析でき、かつ、影響因子の役割も明らかにできた。

現在、衛生工学分野において、反応速度論的解析は一般的に Monod 型式のモデルが多く使われている。この Monod 型式は、その適用に当って関与する物質濃度が不変であるとの条件を満たさなければならない。¹⁸⁾ しかし、前節では本プロセスの目的対象である複数の基質が競合して反応に関与しており、Monod 式の適用条件を越えているため、Monod 式を適用するという取り扱いにとらわれないで、生化学反応の基本に立ちかえて、その反応をモデル化して検討した。その結果、現象をよく説明できた。

一方、この Monod 型式の欠点を補う目的として、モデルの構造化を行ない、修正 Monod 型式として表わす研究も数多くみられるようになった。Busby¹⁹⁾、Stenstrom²⁰⁾、Butchelor¹³⁾ 等がこれらの修正モデルの推進者である。しかし、これらのモデルはいずれも「活性汚泥の構造化」といった汚泥の構造のみの観点からであり、活性汚泥を蓄積、活性、不活性の3つの部分に分けてモデル化を行っており、基質の競合性等の考慮は行なわれていない。そのため、基質の競合性が問われている本プロセス等においてはその適用にやや難点があるものと考えられる。したがって、前節のように各基質の組成や影響因子の役割等をモデルに組み立てることが必要となる。

本研究においては4-4節において、回分実験から得られたモデル式と4-5節によって得られた生化学反応モデル式とを参考にして、衛生工学的立場でより慣用的に使用されることを目的として、Monod 型モデル式に影響因子の役割と各反応の競合性を明白にしたモデル式に修正することにより、現象によく合ったモデル式を構成しようとするものである。

4-6-2 修正 Monod 式の提示

H. M. Tsuchiya ら²¹⁾ は Monod 式は増殖の基質濃度依存性を比較的単純な形でうまく表現する有益なモデルであるが、細胞生化学の知識から判断すると、あまりに単純化されたモデルであって、そのままでは適用できない分野も多く存在する。このような場合には、細胞を、その成分の変動の程度に応じて、2つ以上の変数をもって表現する構造モデル（均相化、構造モデル）が適切であろうとしている。この考えを反応速度式として数式化すると次のようになる。

$$v = U \frac{C_1}{K_1 + C_1} \cdot \frac{C_2}{K_2 + C_2} \cdot \frac{C_3}{K_3 + C_3} \cdots \frac{C_i}{K_i + C_i} \cdots \quad (4-46)$$

ここで v : 反応速度 (基質除去速度、 h r^{-1})

U : 最大反応速度定数 (h r^{-1})

C_1 、 C_2 、 C_3 、 C_i : 関連物質濃度 (mg/l)

K_1 、 K_2 、 K_3 、 K_i : 関連物質飽和定数 (mg/l)

上式は関連物質の影響をできるだけ忠実に表現しようとするものであるが、 $C_i / K_i + C_i$ は無次元であり、 $C_i \rightarrow \infty$ のとき 1、 $C_i \rightarrow 0$ のとき 0 に近づく変数となる。そのため、(4-23) ~ (4-25) 式で示したような濃度の関数とならない欠点を有している。しかし、各基質における非拮抗阻害的な関係や相乗効果的な関係を表す式として、非常に便利なことから、多くの研究者により使用され始めている。^{6)、11)、13)}

そこで、本研究においては、この Monod 型式の $C_i / K_i + C_i$ は、生物集合体中の各菌の働きを引き出す活性度と仮定し、最大反応速度定数 U に係わる補正係数と考えて、以下のように整理した。

表 4-14 BOD 酸化、硝化及び脱窒反応に影響する因子

	Temperature	PH	DO	Alkalinity	BOD	NH ₄	NO _x	Biomass
BOD oxidation	○	○	○		○			○
Nitrification	○	○	○	○		○		○
Denitrification	○	○	○		○		○	○

○ : large influencing factor

BOD 酸化、硝化および脱窒反応に影響する主な因子について整理すると表 4-14 に示ようになる。この中で DO、汚泥濃度、pH、アルカリ度等はそれ自体の変化により処理プロセスの性能や性格を変える恐れのある影響因子である。DO、汚泥濃度については前節でもその役割について述べたが、pH は一定と仮定したため検討しなかったが、pH 変化の影響も大きく、考慮する必要がある。¹⁶⁾ しかし、pH についてはそのモデル化が非常に複雑となり、実用的でないため、アルカリ度の影響を考慮することとした。

反応速度モデル式の決定は次のような仮定にしたが行なった。

(1) 炭素系有機物 (BOD、COD)、アンモニア性窒素、硝酸性窒素、窒素ガス、DO、汚泥濃度、アルカリ度の 7 項目を反応因子とした。

(2) 各菌における生化学反応は呼吸が支配的であると、汚泥の増殖、内生呼吸は副次的に扱った。

(3) NO_x^- は (4-22) 式に従うものとした。

(4) 各々の菌は一つの生物集合体の活性汚泥として表わせるものとし、各反応は汚泥に係わる環境（活性化）因子に依存して進行する。各反応とはBOD酸化、硝化及び脱窒反応であり、環境因子として関与する反応物質はBOD、 Kj-N (NH_4-N)、 NO_x^- 、DO、アルカリ度等と呼ぶ。

(5) 環境因子の濃度は生物集合体中の各菌の働きを引きだす活性度と考え、Monod型関数の

積 $\frac{C_i}{K_i + C_i}$ Xとして近似できる

ものとする。

(6) BOD酸化菌、硝化菌に影響するDOの影響は図4-22に示すように表わせ、各菌に対する親和性は異なるが、本研究では、その値を無視できる程度のもと考え、各菌に対するDOの親和定数（飽和定数）は同値とした。

以上から各反応速度モデル式を次のように提示した。

1) BOD除去速度 (C-COD除去速度)

$$\frac{1}{X} \frac{dS}{dt} = - \frac{U_s \cdot S}{K_s + S} \cdot \frac{DO}{K_o + DO} - \alpha \left(\frac{dC_s}{dt} \right) \quad (4-47)$$

ここで、

X : 活性汚泥濃度 (mg/ℓ)

S : BOD (C-COD) (mg/ℓ)

U_s : BOD最大反応速度定数 (hr^{-1})

K_s : BOD飽和定数 (mg/ℓ)

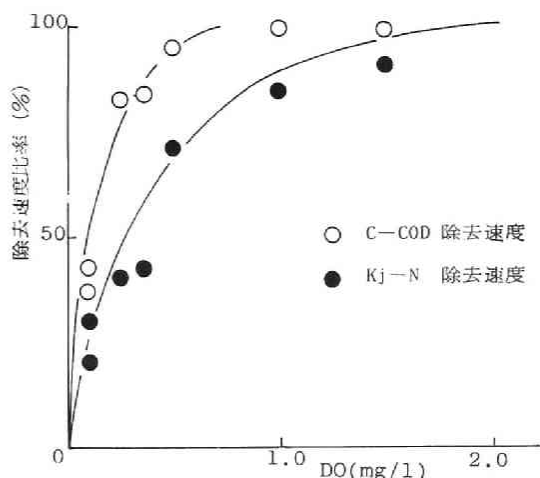


図4-22 溶存酸素濃度と各反応速度の関係

(5-3節の実験から求めた。なお C-COD除去速度0.15 (1/hr) Kj-N除去速度0.01 (1/hr) を100%として計算した。)

DO : 溶存酸素濃度 (mg/l)

K_o : 溶存酸素飽和定数 (mg/l)

(dC₃/dt)_B : 脱窒速度

α : 換算係数

これは基本的には (4-14) 式と同様であるが、右辺第1項はDOの影響を表わしており、BOD酸化菌に与えるDOの影響を Monod型で表わしたものである。右辺第2項は脱窒により除去されるBOD分を加えたものである。換算係数αは (4-14) 式と同様に (4-15) ~ (4-16) 式に従って求めた。

2) 硝化速度 (NH₄-N 除去速度)

$$\frac{1}{X} \frac{dC_1}{dt} = - \frac{U_1 \cdot C_1}{K_1 + C_1} \cdot \frac{DO}{K_o + DO} \cdot \frac{A}{K_A + A} \quad (4-48)$$

ここで、

C₁ : NH₄-N (mg/l)

U₁ : アンモニア除去最大反応速度 (hr⁻¹)

A : アルカリ度 (mg/l)

K_A : アルカリ度飽和定数 (mg/l)

硝化に対するDOの影響は前節の記述の通りであるが、これは Monod型においても表わせる。^{22), 23)} また、硝化に対するアルカリ度の影響も図4-23に示す通りとなった。^{24), 25)} これは第5章の連続実験から導いたものである。硝化菌に与える影響をDOとアルカリ度の積の形で表わしたものが本式である。

表4-15 各パラメーターとその値

U _s (hr ⁻¹)	0.15	b ()	0.17 ²⁸⁾
U ₁ (hr ⁻¹)	0.01	c ()	
U ₂ (hr ⁻¹)	0.03	d (hr)	0.002 ²⁸⁾
K _s (mg/l)	100	a' ()	0.34
K ₁ (mg/l)	0.5	b' ()	4.57
K ₂ (mg/l)	0.1	d' (hr ⁻¹)	0.0008
K _o (mg/l)	0.2	K _{1,a} (hr ⁻¹)	4~5
K _A (mg/l)	100.0	DO _B (mg/l)	8.0
α (-)	0.5, 0.9	e ()	6.07
a (-)	0.70 ²⁸⁾	f ()	3.57

() 内の数字は文献番号

3) NO_x-Nの変化速度

$$\frac{1}{X} \frac{dC_2}{dt} = \frac{U_1 \cdot C_1}{K_1 + C_1} \cdot \frac{DO}{K_o + DO} \cdot \frac{A}{K_A + A} - \frac{U_2 \cdot C_2}{K_2 + C_2} \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (4-49)$$

ここで、

C_2 : $\text{NO}_x - \text{N}$ (mg/ℓ)

U_2 : 脱窒最大反応速度定数 (h r^{-1})

K_2 : 脱窒飽和定数 (mg/ℓ)

本式は NO_x^- の変化を硝化・脱窒の逐次反応で示し、右辺第1項は硝化速度、右辺第2項は脱窒速度を示している。

4) 脱窒速度 ($\text{N}_2 - \text{N}$ 生成速度)

$$\frac{1}{X} \frac{d C_3}{d t} = \frac{U_2 \cdot C_2}{K_2 + C_2} \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (4-50)$$

ここで、 C_3 : $\text{N}_2 - \text{N}$ (mg/ℓ 、液中の換算濃度)

脱窒菌の活性は有機物濃度と NO_x 濃度に影響されるため、上式を提示した。

5) 汚泥の増殖、DOおよびアルカリ度の収支

$$\frac{d X}{d t} = a \left(\frac{d S}{d t} \right)_B + b \left(\frac{d C_1}{d t} \right)_B + c \left(\frac{d C_3}{d t} \right)_B - d X \quad (4-51)$$

$$\frac{d \text{DO}}{d t} = -a' \left(\frac{d S}{d t} \right)_B - b' \left(\frac{d C_1}{d t} \right)_B - d' x + k_L a (\text{DO}_s - \text{DO}) \quad (4-52)$$

$$\frac{d A}{d t} = -e \left(\frac{d C_1}{d t} \right)_B + f \left(\frac{d C_3}{d t} \right)_B \quad (4-53)$$

ここで

a : 除去BODの汚泥転換率

b : 硝化による汚泥転換率

c : 脱窒による汚泥転換率

d : 内生呼吸による自己酸化率 (h r^{-1})

a' : 除去BODに必要な酸素利用率

b' : 硝化に必要な酸素利用率

d' : 自己酸化率 (h r^{-1})

$k_L a$: 総括酸素移動容量係数 (h r^{-1})

DO_s : 液中の酸素飽和濃度 (mg/ℓ)

e : 硝化に必要なアルカリ度の換算係数

f : 脱窒により生成するアルカリ度の換算係数

(4-51) 式は各基質の汚泥転換率を示したものであり、右辺第1項よりBOD酸化、硝化、脱窒の各反応による汚泥の生成を示し、第4項は内生呼吸による汚泥の消費を示した。

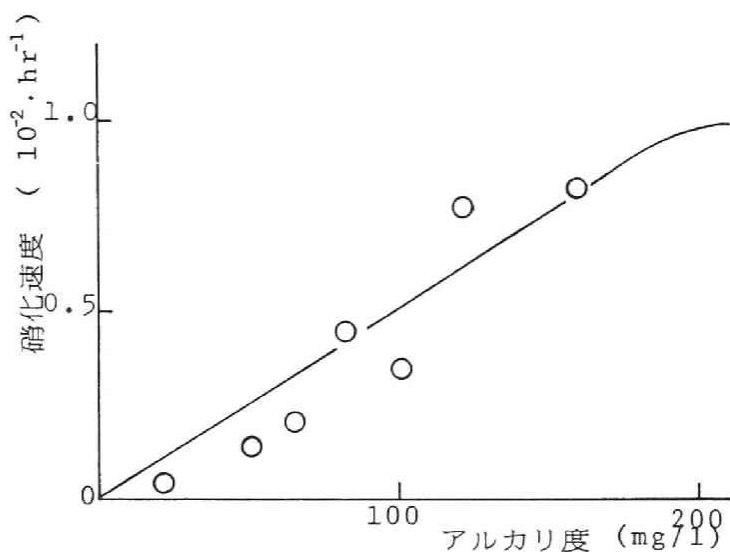
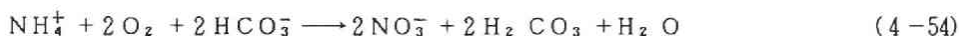


図4-23 アルカリ度と硝化速度の関係^{(24)、(25)}

(4-52) 式はDOの収支を示したものであり、BOD酸化、硝化と汚泥による消費と曝気による供給を総括酸素移動容量係数 $k_L a$ で示している。

(4-53) 式はアルカリ度の収支式である。硝化によるアルカリ度の消費と脱窒によるアルカリ度の生成を合成したものである。換算係数 e 、 f は一般的に次式から求められる。



(4-54)、(4-55) 式からアルカリ度の消費と生成はそれぞれ窒素1g当り7.14g、3.57gとなる。

しかし、し尿等の廃水では有機性窒素化合物の脱アミノ化に伴うアルカリ度の生成も考慮する必要があるため⁽²⁶⁾、 $K_j - N$ の20~30%は有機性窒素化合物と考えられ、換算係数 e は差し引いて計算する必要がある。

各パラメータとその値は表4-15に示す。パラメータ値の大半は4-4節の実験から求めたものを参考にし、飽和定数の値は文献から求めている。アルカリ度の飽和定数 K_A は図4-23から求めた。脱窒による汚泥転換率 c はBOD酸化による転換率と区別できないため省略した。総括酸素移動容量係数 $k_L a$ は実験より求めた。

4-6-3 シミュレーション結果と考察

以上のモデル式から、各水質のシミュレーションを行なった。計算は4-4節で述べた回分実験について行なっている。各水質のシミュレーション結果を図4-24～4-27に示すが、これは前節でやや整合性が良くなかったRun 3-1～3-3について求めたものである。C-COD、 K_j -N、 NO_x -Nの水質結果についてはほとんどの一致をみており、また、影響因子であるDO、アルカリ度についても傾向的には一致している。DOについては前節よりも整合性がよかった。これは汚泥の内生呼吸等を考慮したためと考えられる。アルカリ度については各Runにおいて最高値を示す値を1.0として計算している。 NO_x -Nの変動とアルカリ度の変動は逆の関係となり、 NO_x -Nが上昇するとアルカリ度は減少し、 NO_x -Nが減少するとアルカリ度は必ず上昇している。これから、硝化・脱窒反応は明らかにアルカリ度の生産と消費に関与していることがわかる。

4-6-4 要約

- 1) Monod型式を修正したモデル式においても単一槽におけるBOD酸化、硝化、脱窒の各反応の表現が可能であることがわかった。
- 2) BOD酸化菌、硝化菌および脱窒菌は微生物の集合体、すなわち、本実験条件下においては汚泥Xとして統一的に表すことができる。
- 3) 各菌の働きは汚泥Xに関与する各基質と反応に関係する環境因子であるDO、アルカリ度等によって表わすことができる。すなわち、各影響因子は汚泥Xに関与する汚泥の活性度であると表現できる。
- 4) 4-4節における実験的解析、4-5節における理論的解析から両者を総合したモデル式を求めることが可能となり、より現実の浄化機構を表現できる式を提示することができた。

4-7 本章の要約

本章では、曝気条件下における脱窒現象について、その反応速度論的解析を行なった。解析は窒素の硝化、脱窒現象を中心として検討を加え、さらに、それらの現象へ影響を与えるBOD酸化、汚泥の増殖、酸素収支、アルカリ度収支について言及した。以下に得られた成果を要約する。

- 1) 第3節における半回分実験から、同一曝気槽内においてはどの部分においても硝化・脱窒反応が逐次的に作用することがわかった。これは NO_x -Nの経時変化からその特徴をみることが

でき、硝化槽と脱窒槽と分離した場合との違いが明白に表れた。

2) 第4槽においては、種々の条件からなる回分実験を行なうことにより、炭素系有機物の除去、硝化・脱窒の各反応が一括的に取り扱えないかを検討した。そして、3基質に関するモデル式を提示したが、本モデル式は低DO状態の環境条件下においてのみ満足できる式となった。

3) 第5節においては、基質の競合性や各基質除去速度へ影響する因子を整理する目的で化学量論式を整理してモデル化解析を行なった。その結果BOD酸化、硝化および脱窒反応に影響を及ぼす各基質や影響因子の相互関係を明らかにすることができた。

4) 第6節では、モデル式が広範な条件下でかつ慣用的に適用されることを期して、Monod型式の修正を試みた。前節の生化学反応モデルに Monod型式の概念を導入することにより、全DOの領域に達するモデルの適用が可能となった。また、生化学反応が行なわれるpH領域でもアルカリ度を代用することにより適用できることが示された。

そこで、その基礎となる概念を掲げると次のようになる。

5) BOD酸化菌、硝化菌、および脱窒菌の混合微生物集団は、本研究の実験条件範囲内においては仮定上の単一生物体としてみなしえる。

6) 各菌の働きは汚泥に関与する基質や環境因子に左右される。すなわち、基質や環境因子は各反応の最大反応速度へ影響を与える活性度として表現できる。

7) 生物処理におけるBOD酸化、硝化及び脱窒反応はいずれも広義の酸化・還元反応として取り扱える。

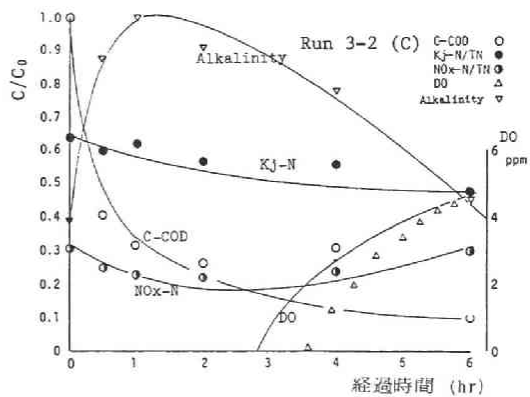
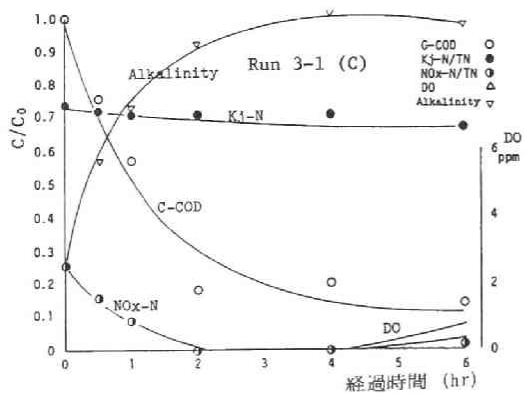
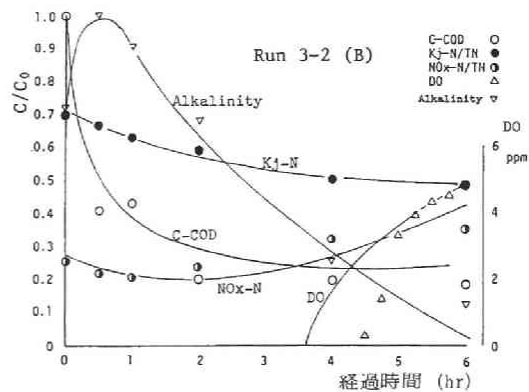
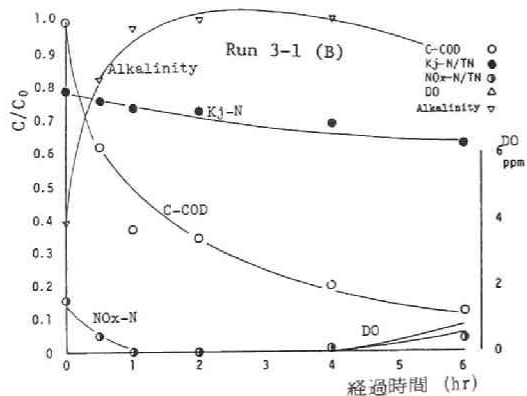
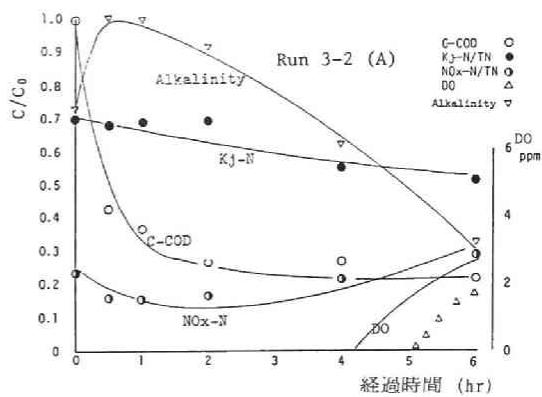
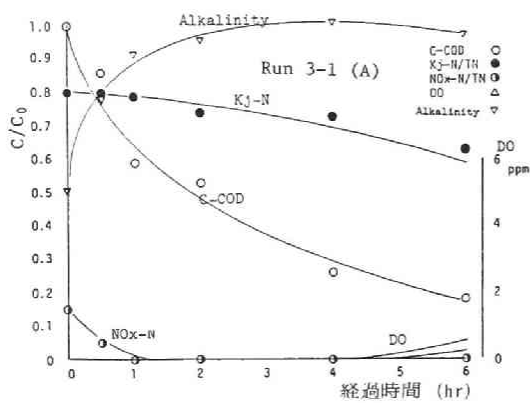


図4-24 シミュレーション結果と実測値
(Run3-1, 汚泥A, B, C)

図4-25 シミュレーション結果と実測値
(Run3-2, 汚泥A, B, C)

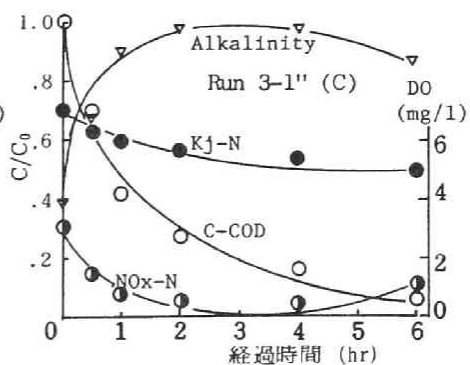
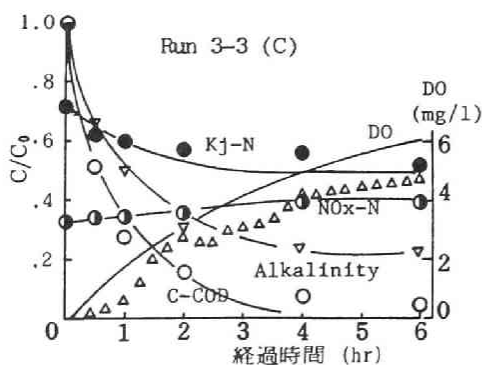
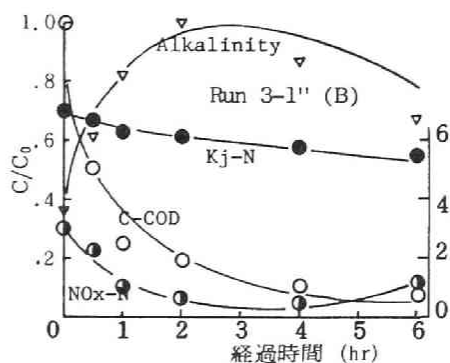
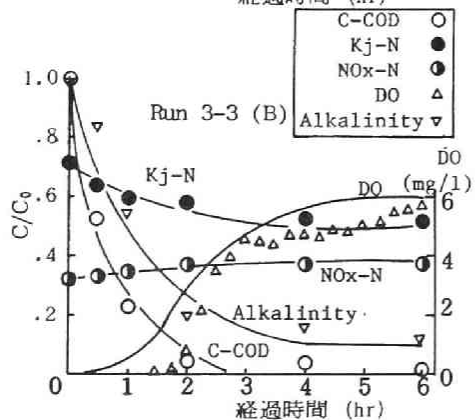
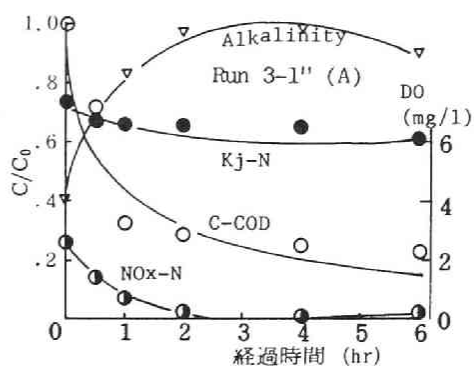
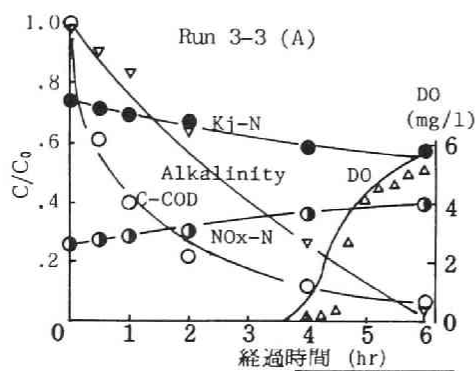


図4-26 シミュレーション結果と実測値
(Run 3-3, 汚泥A, B, C)

図4-27 シミュレーション結果と実測値
(Run 3-1, 汚泥A, B, C)

参考文献

- 1) 山根恒夫：「生物反応工学」産業図書、(1978)
- 2) T.K.Sherwood,R.L.Pigford,and C.R.Wilke,"Mass Transfer",McGraw-Hill,(1975)
- 3) A.L.Downing,H.A.Painter,G.Knows,"Nitritication in The Activated Sludge Process",
Jour. of Inst.Sew.Purif.,(1964)
- 4) 遠矢泰典：「生物学的脱窒素法に関する研究 (V)」下水道協会誌、vol. 7、No.78、(1970)
- 5) 河村清史、宗宮功、上野正雄：「活性汚泥による窒素化合物の代謝機構に関する研究」第17回衛生工学研究討論会論文集、(1981)
- 6) 森山克美、栗谷陽一、楠田哲也：「BOD除去一硝化混合プロセスに関する研究」第16か
ら、学研究討論会論文集、(1980)
- 7) 橋本奨、古川憲治：「微生物脱窒反応の基質依存性に関する研究」下水道協会誌、vol.15、
No.175、(1978)
- 8) 田中和博：「循環式硝化脱窒プロセスのモデル化解析」下水道協会誌、vol.18、No.209、
(1981)
- 9) 田中和博：「循環式硝化・脱窒プロセスの解析的研究」東京大学学位論文、(1981)
- 10) 河村清史：「活性汚泥法による都市下水処理に関する基礎的研究」京都大学学位論文、
(1982)
- 11) 平岡正勝：「下水処理水の循環利用システムに関する研究」日本住宅公団、(1981)
- 12) W.K.Johnson,"Pross Kinetics for Denitrification",ASCE,SA 4,(1972)
- 13) B.Batchelor,"Kinetic analysis of alternative configurations for sigle-sludge
nitrification denitrification",Jour.W.P.C.F.vol154,No11
- 14) 岩井重久：「下水脱窒処理の研究動向」環境技術、vol.11、No.2、(1982)
- 15) 松田智、久保田宏、宮地有正：「し尿好気性消化プロセスでの物質・熱収支」水処理技術、
vol.22、No11 (1981)
- 16) 遠矢泰典：「生物学的脱窒素法に関する研究 (VI)」下水道協会誌、vol. 7、No.77 (1970)
- 17) 有馬啓、田村学造編：「生物による環境浄化」東京大学出版会、(1980)
- 18) I.H.Segel,"Enzyme Kinetics-Behavior and Analysis of Rapid Equilibrium and Stedy
-State Enzyme Systems",John-Wiley,(1975)
- 19) J.B.Busby,"Dynamic Modeling and control Strategies for Activated Sludge S.C.,

(1973)

- 20) M.K.Stenstrom, "A Dynamic Model and Computer Compatible Control Strategies vor Wastewater Treatment Prants", Office of Graduate School, (1975)
- 21) H.M.Tsuchiya, A.G.Fredrickson and R.Aris, "Adv.Chemical Eng.", vol 6, (1966)
- 22) E.P.A. "Process Design Manual for Nitrogen Control", (1975)
- 23) 須藤隆一:「活性汚泥法」思考社、(1980)
- 24) Y.Terashima, M.Ishikawa, "The Kinetic of BOD and Nitorogen Removal in an Oxidation Ditch", Water Science Technology, vol.17, Amsterdam, (1984)
- 25) 山田好広:「好気性脱窒現象の機構解析」山口大学卒業論文、(1982)
- 26) 村田清美:「し尿処理の高度化に関する研究」京都大学学位論文、(1978)
- 27) 石川宗孝、中西弘、水船清司:「好気性脱窒現象のモデル化に関する研究」衛生工学研究論文集、vol.19、(1983)
- 28) 井手哲夫:「水処理工学」技報堂、(1976)

第5章 曝気槽の流体の混合特性と窒素除去

5-1 概説

活性汚泥法における曝気槽の役目は槽内の微生物を用いて有機物を浄化することであるが、その槽内の流体の混合は浄化作用に大きな影響を与えている。混合は水温、空気量、空気噴射の方法、平均滞留時間、タンク形状、汚泥濃度、流入、流出の条件によって変化することが知られている。とくにタンク形状、空気量、空気噴射の方法等は混合に大きな影響を与えており、重要な設計条件となっている。

現在、水処理プロセスにおいては、流れ系モデルと称して次の様な解析手法を応用している。

$$(\text{蓄積量}) = (\text{流入する量}) - (\text{流出する量}) - (\text{反応等により消滅する量}) \quad (5-1)$$

この(5-1)式を微分形式の一般形で表わすと

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -\text{div}(V \cdot C) + R \quad (5-2)$$

(混合特性) (反応特性)

ここで、V：変化速度、C：流体の質量、R：水質変化量となる。これに、それぞれの条件に応じて混合特性、反応特性を与えればよいわけである。

混合特性の代表的モデルとしては、(1)完全混合モデル (2)押し出し流れモデル (3)槽列混合モデル (4)拡散モデル 等である。

これらの代表的なモデルから、曝気槽の混合特性の研究・解析が行なわれている。松本等¹⁾は実験用曝気槽の流体の混合現象に適用する混合モデルは槽列混合モデルが適当であると報告しており、河野等²⁾は曝気槽の分画を行ない、完全混合タンクを1本、4本連結、8本連結等からその混合と処理効率の比較を行なっている。

また、酸素移動性能とその消費動力から曝気槽の混合を解析した文献^{3)、4)、5)}も多くみられる。これは曝気槽の主な役割がBOD、CODの浄化率を高めることであり、浄化率を高めることは付随的に酸素移動性能を良くすることとして、曝気方法の開発とともに混合特性の解析がなされてきたものと思われる。

一方、曝気槽の役割がBOD、COD除去作用のみでなく、硝化作用さらに脱窒作用まで含んだプラントが開発され、処理性能に広範囲な役割が要求され始めている。そのため、混合特性の解析はさらに精度が要求されている。

こうした観点から、本章第2節では曝気槽へ仕切り板を設置することにより、窒素除去へ与える混合特性の影響を調べた。また、第3節では窒素除去に最も影響すると考えられる曝気槽内の流体の逆混合について、その定量化を行ない、定量化された混合状態のもとで窒素の挙動を調べた。さらに、第4節では前章で求めた反応速度モデル式と混合特性のモデル式を組み合わせ、連続処理系でのシミュレーション計算を行ない、その適応性について検討した。

5-2 仕切り板設置による混合特性と窒素除去

5-2-1 概説

し尿の好気性消化槽や曝気槽における窒素除去の事例は多くみられ、^{6)、7)} また、適切な改良方法で窒素除去率が90%以上の施設もある。^{8)、9)} しかし、この好気性消化槽や曝気槽における窒素除去率は30~90%と範囲が広く、高除去率を得るための最適操作因子はつかめていない現状である。このために、槽内の混合特性と処理特性を知る必要があり、本研究においては曝気槽内に仕切り板を設置し、その仕切り板に穴をあけ、その孔数を変えて、槽内の混合特性と処理特性を調べ、窒素の除去効果を見た。

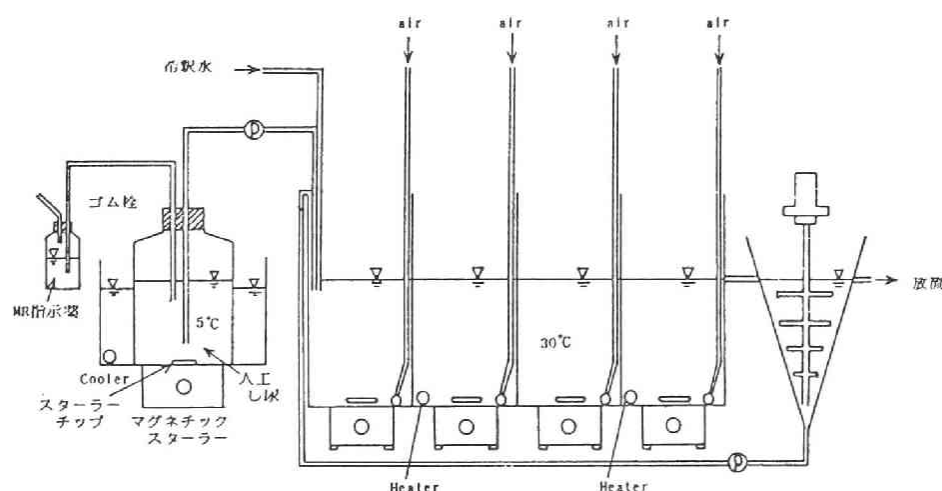


図5-1 好気性消化槽実験装置の概要

5-2-2 実験方法

し尿処理施設における好気性消化方式の曝気槽は槽内を4槽に分けることが標準である。¹⁰⁾ そのため、本実験では曝気槽を仕切り板で4槽に分け、各仕切り板に穴をあけて孔数を変えて実験を行なった。実験装置は図5-1に示すような装置を製作した。仕切り板は各槽間とも同等のものを

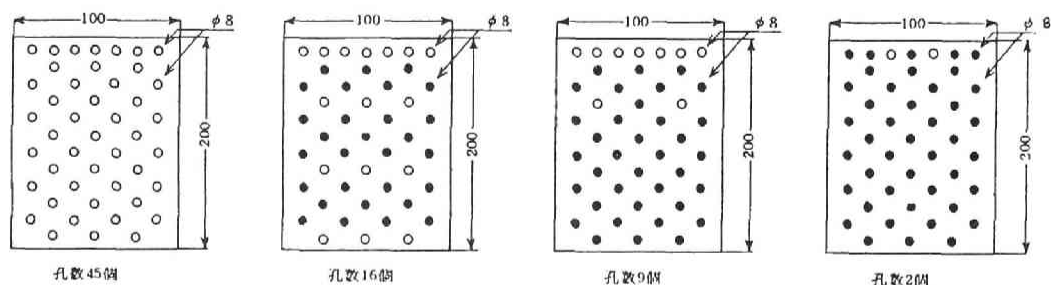


図5-2 仕切り板の孔数の配置例

使用し、孔数は各仕切り板とも図5-2に示すように順次、穴を塞いで決めた。槽内の流体の混合特性はNaClをトレーサーとしてデルタ応答法により行なった。処理特性の把握は図5-1に示すような原水貯留タンク

(容積10ℓ)、曝気槽

(有効容積10ℓ、1槽 2.

5ℓ)、沈殿池(有効容積1ℓ)からなる装置を用いて行なった。原水は表2-7に示す模擬し尿廃水を原水貯留タンクからチューブポンプで曝気槽へ連続投入した。曝気槽の曝気方式は散気球で行ない、曝気量は各槽と

も単位容積当たり $0.1 \sim 0.2 \cdot \text{air} (\ell) / \text{min} / V (\ell)$ に調節した。また、死水域を作らないように各槽とも曝気槽底部をスタラーで緩速攪拌した。沈殿池は汚泥かき寄せ機を設置して1rpmの攪拌を行なっている。返送汚泥は沈殿池最下部から引き抜き、タイマーにより、1日6回(1回1時間)間欠的に曝気槽流入部へ返送している。各実験条件は表5-1に示す。水質分析は汚泥が十

表5-1 好気性硝化槽装置の実験条件

	Run 1	Run 2	Run 3	Run 4	Run 5
流入量 (ℓ/day)	1.00	0.98	0.99	1.04	1.04
返送比 (r%)	3.1	3.0	3.3	2.7	2.8
希釈水量比 (p)	1.4	1.3	1.4	1.4	1.4
滞留時間 (day)	10.0	10.2	10.1	9.6	9.6
流入COD (mg/ℓ)	4250	3626	3373	3569	3625
Kj-N (mg/ℓ)	4800	4633	4608	4654	4593
平均MLSS**	5465	6358	6930	6500	6800
仕切り板の孔数 (個)	42	16	11	9	2
孔数の面積比率 (%)	10.5	4.0	2.8	2.3	0.5

*流入量Qに対する割合 $r = rQ/Q$ $p = pQ/Q$ ** 4槽の平均MLSS

分に馴致したとみられる時、各槽とも同時にサンプリングし、分析した。分析測定項目は表4-7と同様である。

5-2-3 実験結果と考察

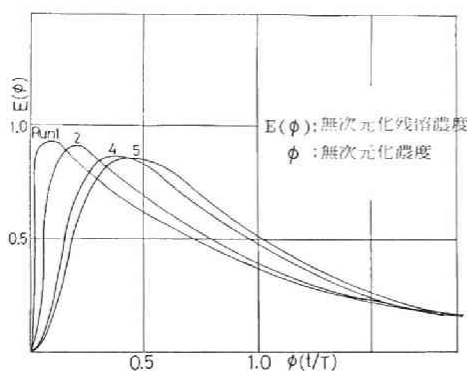


図5-3 孔数の違いによる δ 応答曲線

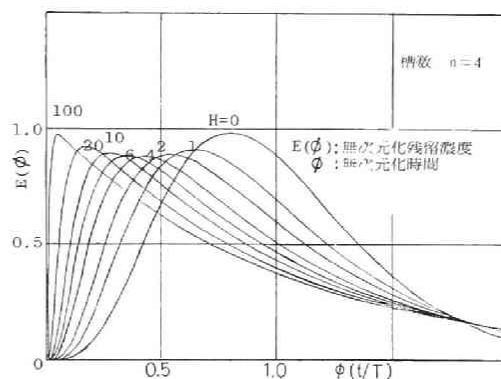


図5-4 逆混合を考慮した槽列モデルによる δ 応答曲線

1) 混合特性 各孔数の違いによるデルタ応答曲線は図5-3に示すような結果となった。これからみると孔数が多い仕切り板程、完全混合流れに近づき、逆に孔数が少ないと押し出し流れに近づくことがわかる。こ

れは各孔において、流下方向とは逆の流れが生じており、いわゆる逆混合流れ（軸方向混合流れ）によるためと考えられ、そのため、孔数が多いほど逆混合が増し、完全混合型に近づくものと考えられる。これらの流れは混合モデルから推察すると不完全混合流れと呼ばれ、混合の程度を示すた

表5-2 好気性消化槽実験結果

	Run 1	Run 2	Run 3	Run 4	Run 5
COD容積負荷 ($\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{day}$)	0.433	0.356	0.384	0.371	0.424
COD・SS負荷 ($\text{kg}/\text{kg} \cdot \text{day}$)	0.079	0.056	0.060	0.057	0.061
T, N容積負荷 ($\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{day}$)	0.488	0.454	0.456	0.485	0.497
T, N・SS負荷 ($\text{kg}/\text{kg} \cdot \text{day}$)	0.089	0.071	0.066	0.075	0.069
C-COD* 除去率 (%)	90.1	93.1	94.8	92.4	96.2
Kj-N除去率 (%)	72.4	73.7	74.3	78.9	81.9
T-N除去率 (%)	46.0	48.6	48.2	65.8	70.3

*C-COD = (COD - 1.14NO₂ - N)

めには拡散モデルによる解析かあるいは逆混合流量の定量化による解析を考える必要がある。

本実験においては、5-3節で述べる逆混合を考慮した槽列モデル式から、この逆混合流量を試算した。この方法により、4槽において逆混合流量比 H （原水流量 Q_0 に対する逆混合量 HQ_0 の比 $H(=HQ_0/Q_0)$ ）を変えて計算した応答曲線を図5-4に示す。この図から先のトレーサー実験で求めた応答直線を対応して逆混合流量比を推察すると孔数45個の仕切り板では流入量 Q に対して $H=100Q_0$ （ $h=550Q$ ）の逆混合流量があり、孔数2個では $H=3Q_0$ （ $h=17Q$ ）になった。これからみて、孔数2個においても相当量の逆混合があることが判明した。（ここで Q_0 ：混合実験における原水流量、 Q ：処理実験における原水流量）

2) 連続処理実験結果

連続培養の実験結果を表5-2と図5-5～5-8に示す。表5-2、図5-5に示すように各Runとも同程度の流入負荷にもかかわらず、T、N除去率は大きく変化している。孔数が多いRunではT、N除去率は小さく、逆に孔数が少ないRunでT、N除去率は上昇する結果となった。

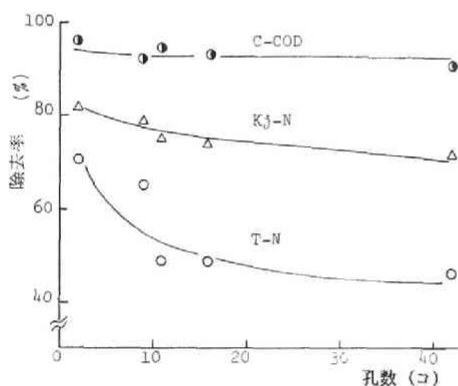


図5-5 孔数の変化による各水質の除去率

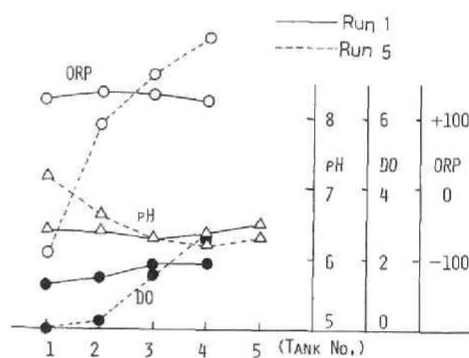


図5-6 槽内DO, ORP, pH分布

これは孔数の多い仕切り板では逆混合流量が大きく、Run 1ではほとんど完全混合状態となり槽内の環境条件は図5-6に示すように均一な分布を示した。そのため、本曝気条件では好気的狀態のみが保たれる結果となり、脱窒反応に適した条件が作れないことを示している。一方、孔数が2個のRun 5では図5-6に示すようにpH、DO、ORPに分布が明確にあらわれ、流入端の第1槽目においては、 $pH=7.2$ 、 $DO=0\text{ mg/l}$ 、 $ORP=-100\text{ mV}$ （計器直読値）となり、嫌氣的狀態を呈している。このため、適度な逆混合により、第2槽目以下で発生している NOx-N が移動して脱窒され、効率的な窒素除去率が得られることになる。

図5-7、5-8にRun1、Run5における窒素の水質分布を示す。一方、C-COD除去率は表5-2に示すように、各Runとも90%以上の除去率となり、混合による影響はみられなかった。Kj-N除去率は硝化率としても表せるが、この除去率はT、N除去率が大きい程上昇する傾向を示した。これは硝化反応によりアルカリ度は消費されるが、本原水ではアルカリ度の絶対量

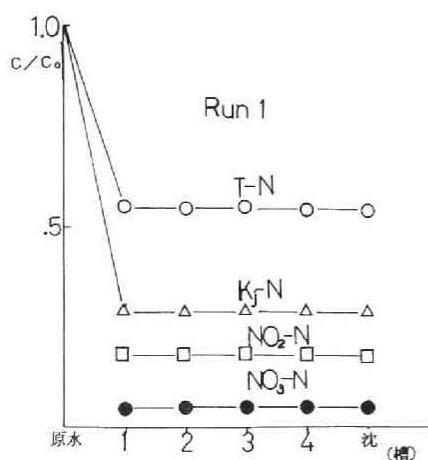


図5-7 Run1における各槽の窒素分布

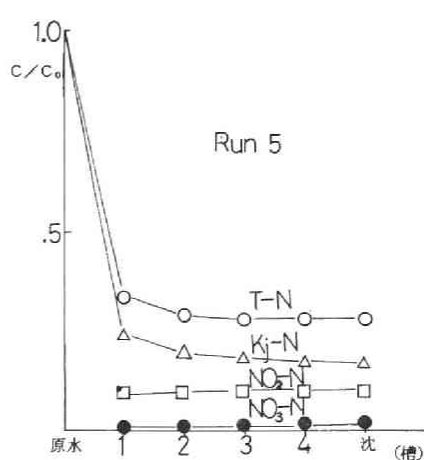


図5-8 Run5における各槽の窒素分布

が不足するため、硝化は律速される。ここで、脱窒が起こればアルカリ生成がみられ、このアルカリ補給により、硝化は促進される。表5-3に各実験におけるKj-N除去量とアルカリ度の消費量を示すが、Kj-N除

去量単位g当りのアルカリ消費量は2.01~2.29gとなった。これは化学量論式からは7.14gとなるため、非常に小さい値となった。これからも本実験では脱窒によるアルカ

表5-3 各実験条件におけるアルカリ消費量とKj-N除去量

	Run1	Run2	Run3	Run4	Run5
Alkalinity (g/day) 消費量	15.14	15.00	15.76	15.72	15.33
Kj-N 除去量 (g/day)	6.83	6.85	6.85	7.31	7.59
T-N 除去量 (g/day)	4.30	4.44	4.91	5.56	6.55
Alkalinity/Kj-N	2.22	2.19	2.29	2.15	2.01

リ生成が行なわれていることがわかる。

3) 混合特性と窒素の除去率

以上から、4槽からなる曝気槽を硝化・脱窒反応の起こる槽にする場合、槽内の流体の混合特性と窒素の除去率は重要な影響があることがわかった。すなわち、逆混合比はある一定値は必要であ

る。この一定値以上の逆混合があると槽内の環境条件が均一化され、本実験条件の曝気量では槽内が好氣的状態となり、脱窒の起こりにくい環境条件となる。しかし、逆に、逆混合比が0となる完全な押し出し流れでは（次節で逆混合流量の全くない実験結果を述べる）、流入部付近では嫌氣的状態を増し、流出部では好氣的となり、環境因子の濃度分布は明瞭となるが、窒素除去率を高めるためには NO_x の移動を返送汚泥ポンプあるいは槽流出部から流入部へポンプで移送する必要があるため、この方法は不経済でかつ効率的でない。以上から最も効率のよい逆混合比は、原水滞留時間が10日の場合 $h=17Q$ 程度の逆混合流量がよいことになる。以上から効率のよい窒素除去を行なうには仕切り板等の形状も逆混合比を考えた設計が必要となる。

5-2-4 要約

- 1) 窒素除去を行なう曝気槽における流体の混合は不完全混合流れであり、その原因は主に逆混合によるものと考えられる。
- 2) 仕切り板の孔数の変化は逆混合により移動する水量に大きく影響する。
- 3) 混合特性は窒素除去率に大きな影響を及ぼす。すなわち、逆混合の大きい完全混合型においては、本実験条件では、槽全体が好氣的になり、硝化反応は進むが脱窒反応は抑制される。逆に、逆混合のない完全な押し出し流れ型では、槽内に DO 等の環境因子の分布が大きくなるが、窒素除去を効率的に行なうためには槽流出部から槽流入部へのポンプ移送等の機械的操作が必要となる。そのため、 DO 等の濃度分布を有し、かつ逆混合流量もある適切な操作を行えば効率的な窒素除去率が得られることがわかった。
- 4) この装置化に対しては、窒素除去と混合特性の定量的な把握が必要である。

5-3 逆混合槽列モデル型装置による解析

5-3-1 概説

単一曝気槽内での脱窒現象は、槽内の流体の混合特性が窒素除去率に大きく影響していることがわかった。とくに、旋回流や循環流によって移動する、いわゆる逆混合流れの影響が最も大きいことが考えられた。このため、本プロセスを解析するためには逆混合の定量化をはかる必要がある。この混合特性の解析としては槽列モデル型、拡散モデル型による解析が考えられるが、逆混合に対する定量化についてはいずれもやや難点があるため、逆混合を直接定量化する目的で槽列モデル型

の装置の各槽の間に定量ポンプを設置し、混合液を各々の前槽にもどすことによって逆混合を生ぜしめ、定量化された混合状態のもとで窒素や各影響因子の挙動を調べた。

5-3-2 実験方法

1) 実験装置

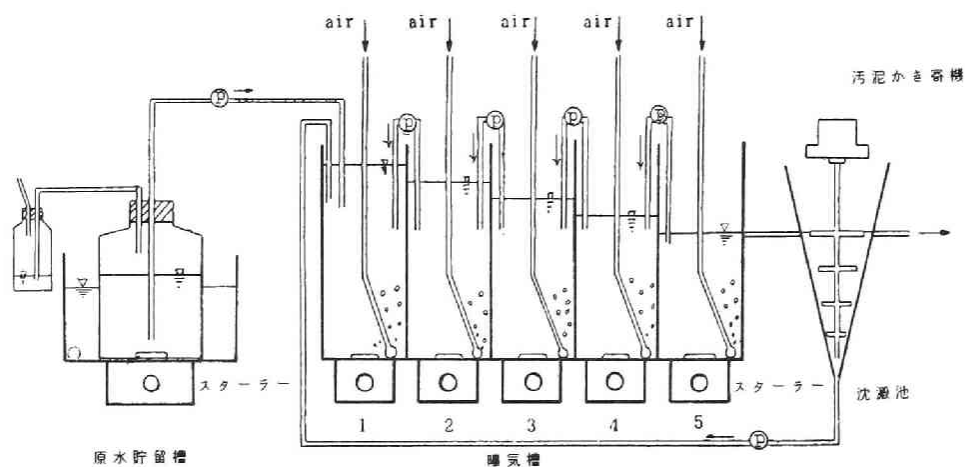


図5-9 実験装置概要

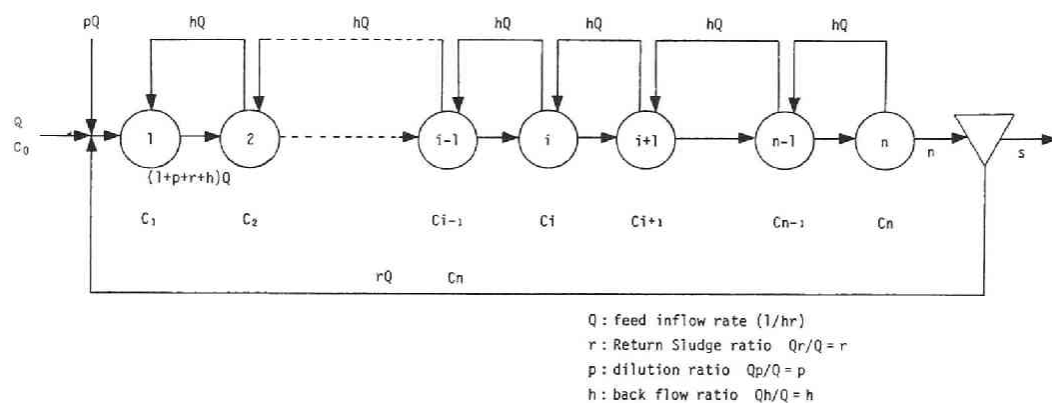


図5-10 逆混合に伴う槽列モデル型曝気槽の計算方法解析図

連続実験装置は図5-9、5-10に示すように、3槽、5槽及び10槽からなる槽列モデル型の曝気槽と沈殿池を製作した。各槽間の流れは自然流下とし、逆混合は定量ポンプ（チューブポンプ）で*i*槽から（*i*-1）槽へもどすことによって行なう装置である。これは槽列モデル型の装置を改良したものである。従って、槽内の混合特性は表5-4に示す基礎式で表わすことができる特徴を有している。曝気は散気球により $0.2 \ell \cdot \text{air} / \ell$ （容積）/ minとした。また、各槽内では死水域を作らないようにスターラーで緩速攪拌を行なっている。沈殿池は緩速攪拌機を用い、1rpmで汚泥のかき寄せを行なっている。また、返送汚泥は沈殿池下部から引き抜き、所定量を曝気槽第1槽へ返送している。

表5-4 逆混合モデルの混合特性計算方法

第1槽	$\frac{V}{n} \frac{dC_1}{dt} = Q_0 \cdot [C_0 + HC_2 - (1+H)C_1]$
第 <i>i</i> 槽 (<i>i</i> =2~ <i>n</i> -1)	$\frac{V}{n} \frac{dC_i}{dt} = Q_0 \cdot [(1+H)C_{i-1} + HC_{i+1} - (1+2H)C_i]$
第 <i>n</i> 槽	$\frac{V}{n} \frac{dC_n}{dt} = Q_0 \cdot (1+H)(C_{n-1} - C_n)$
初期条件	(デルタ応答の場合) $t = 0$ のとき $C_i = 0$ $C_0 = C^0 \frac{V}{Q} \delta(t)$
<i>V</i> : 槽容積、 <i>n</i> : 槽数、 <i>C</i> ⁰ : 槽全体にトレーサーが均一に分布した時の平均濃度 $\delta(t)$: デイラックのデルタ関数 <i>Q</i> ₀ : 原水流量（処理条件の <i>Q</i> と区別）	

2) 実験条件

混合の実験条件は分割槽数 *n* (*n*=3、5、10) と逆混合比 *H* (*H*=0~50) をそれぞれ組み合わせて行なった。処理実験は槽数5槽における実験条件を表5-5に示す。曝気槽の滞留時間は原水（模擬し尿）量*Q*に対して10日とし、返送汚泥量、希釈水量はそれぞれ3*Q*および4*Q*とした。ここで、混合実験条件における逆混合比*H*と処理実験条件における逆混合比*h*は異なり、処理実験条件については次項で述べるが、返送汚泥量比、希釈水量比も含んだ物質収支式が成り立つ。混合実験条件については原水流量と逆混合比のみの物質収支式である。そこで、混合実験条件における逆混合比*H*は希釈水量比（*p*）、返送汚泥比（*r*）も含むため、 $h = (1+p+r)H$ の関係が成立する。ここではその区別をする必要があるため、混合実験では*H*、処理実験では*h*を使用する。

表 5-5 実験条件 (連続実験)

Item \ Run %	1	2	3	4	5	6	7	8
Inflow rate, Q (l/hr)	0.046	0.043	0.041	0.042	0.041	0.043	0.043	0.042
Return sludge ratio, r^*	2.83	2.60	2.28	2.33	2.28	2.76	2.74	2.82
Dilution ratio, p^*	4.0	4.0	4.0	4.0	4.0	4.0	4.0	4.0
Inner recycle ratio, h^*	0	4.8	10.0	19.2	30.2	46.7	98.4	490.0
Hydraulic detention time, T (hr)**	27.8	30.6	33.5	32.5	33.5	30.0	30.0	30.4
Substrate concentration of feed, COD (mg/l)	3305	3320	3800	3320	3800	3835	3485	4010
Kj-N (mg/l)	3565	3332	3407	3332	3407	3128	3102	3440
MLSS (mg/l)***	6092	4530	4892	6541	6730	6207	6348	5740

* $r = rQ/Q$, $p = pQ/Q$, $h = hQ/Q$ ** $T = V/(1+p+r)Q$, V : total volume of aeration tanks in series *** Average value of MLSS

3) 実験方法

混合実験はNaClをトレーサーとしてデルタ応答法により測定した。処理実験は下水処理場返送汚泥を種汚泥とし、図5-9の各槽へMLSSが約5000mg/lになるように計量投入した。曝気の空気量は各槽とも0.4~0.5 l/minとした。冷水槽の中へ保存している模擬し尿を連続投入し、各実験条件で長期間馴致した。各実験とも馴致したとみられる項、各槽同時にサンプリングし、混合液とNO₃-Nをろ液について、表4-7に示す項目につき分析した。

5-3-3 実験結果及び考察

1) 混合特性

分割槽数 n と逆混合比 H を組み合わせて行なった実験結果について図5-11~5-12に示す。

これはX軸に無次元化滞留時間 ϕ ($= t/Tn$, $Tn = V/Q_0$)、Y軸に初期トレーサー濃度によって無次元化した滞留時間分布関数 $E(\phi)$ ($= C/C^0$, $C^0 = M/V$, M : トレーサー投入量) をとり、滞留時間分布曲線 (デルタ応答曲線) としてグラフ上に表わした。また表5-4で示す計算方法による計算値も同図で示すが実測値と全く一致した。分割槽数 n を10、5、3のとき逆混合比 H をそれぞれ変えた場合のデルタ応答曲線を図5-12に示す。これから、分割槽数 (n) を増やす程押し出し流れ型により近づくことがわかり、完全混合型は逆混合比 H が大きい程近づくことがわかる。また、この中間的な流れについても本装置で十分に定量化が計れることがわかった。これは次のように表すことができる。

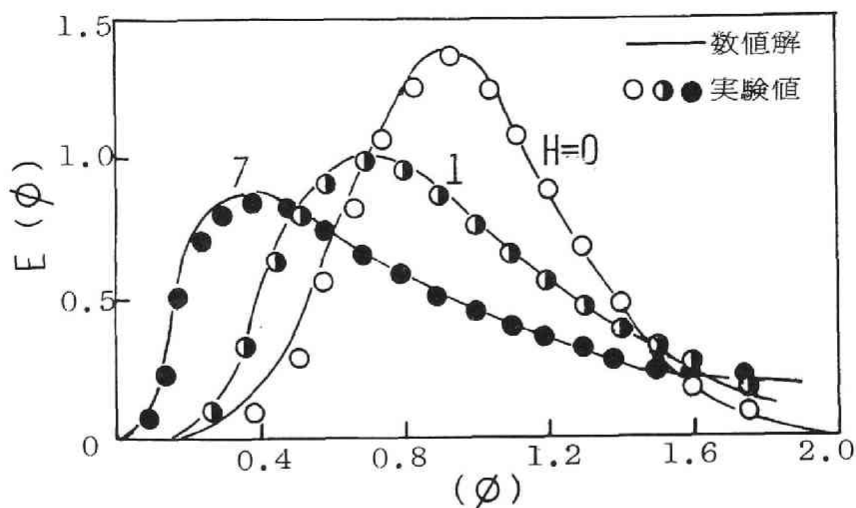


図5-11 デルタ応答法による実測値と計算値

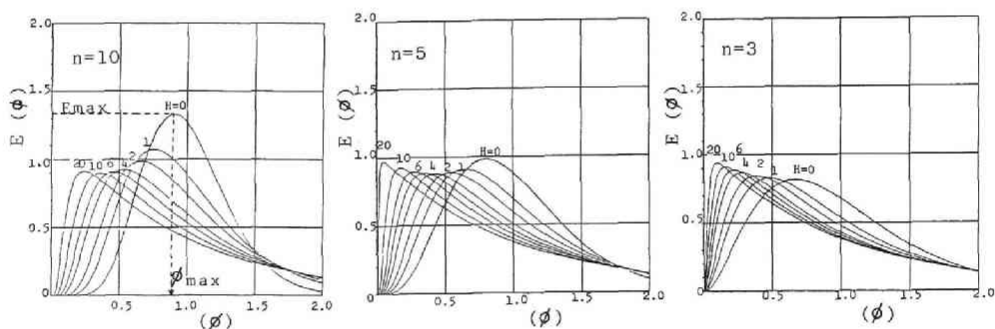


図5-12 逆混合を考慮した槽列モデルのデルタ応答曲線

$$\begin{array}{ccc}
 n=1 & \longleftrightarrow & n=\infty \\
 \text{完全混合型} & & \text{押し出し流れ型} \\
 H=\infty & & H=0
 \end{array} \quad (5-3)$$

この n 、 H を一元的に扱えないか検討したが、図5-12に示すように $E = E_{\max}$ に対応する ϕ を ϕ_{\max} とすると

$$\text{完全混合型} \leftarrow \phi_{\max} \rightarrow \text{押し出し流れ型} \quad (5-4)$$

となる関係となり、 ϕ_{\max} という一変数で表わすことができた。 ϕ_{\max} と n 、 H の関係を図5-

13に示す。この図から、一つの流動実験を行ない、その結果から他の実験における n 、 H を推定することができる。

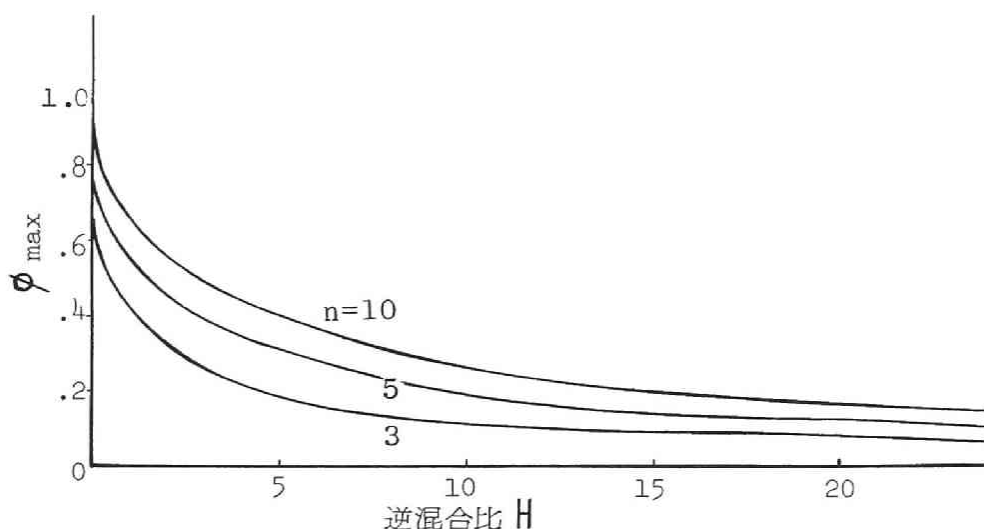


図5-13 逆混合比 H と ϕ_{\max} の関係

2) 処理実験

連続処理実験で得られた各槽内の pH 、アルカリ度のデータを図5-14に、 DO 、 ORP の分布を図5-15、5-16にそれぞれ示す。図5-17～5-19には逆混合比を変化させた時の $C-COD$ 、 $Kj-N$ 、 $NOx-N$ の挙動についてそれぞれ示す。 pH 、アルカリ度については、図にも示すように第1槽目ではアルカリ側にあり、逆混合比の小さい実験ではアルカリ生成もみられる。また、第2槽目からは急激な低下が起き、酸性側に移行している。しかし、逆混合比の大きいRun 8では槽内の濃度が一定となり、 pH 、アルカリ度とも変化がみられない。 DO 、 ORP についても pH 、アルカリ度と同様な傾向を示し、第1槽目においては嫌気の状態を呈しており脱窒反応に好条件であるが、Run 8においては全槽とも好気の状態を呈している。

次に、 $C-COD$ と窒素の挙動をみると、押し出し流れに近い状態で運転されたRun 1においては明確な $C-COD$ の濃度分布がみられるが、逆混合比が大きくなるにつれ、 $C-COD$ 濃度は均一化されている。窒素の挙動も同様な傾向を示した。窒素の除去率は逆混合比による明確な差が表れた。図5-20に示すようにRun 1～Run 7までは逆混合比が増す程窒素除去も増えており、逆混合により槽後部で発生した NOx が槽流入部へ運ばれ脱窒されると推察される。しかし、完全

混合状態に近いRun 8では窒素除去率は低下している。この理由としては、大きな逆混合によって曝気槽流入部も好気的狀態となり、脱窒反応に必要な条件を維持できなかったことが考えられる。

窒素除去の観点からみた最適の混合は混合度として表わした ϕ_{max} が0.15の場合と推定される。図5-13から参照すると、この ϕ_{max} 値は3槽からなる曝気槽では $h=49.6Q$ ($H=6.2Q_0$) 5槽のそれでは $h=105Q$ ($H=13.1Q_0$) 10槽のそれでは $h=320Q$ ($H=40Q_0$) の逆混合流が生じた場合に相応することが知られる。いずれにせよ、脱窒現象を効率的に生ぜしめるためには一定程度の逆混合が必要であるが、あまり逆混合が大きくなると脱窒反応が起りにくい環境になることを実験結果は示している。

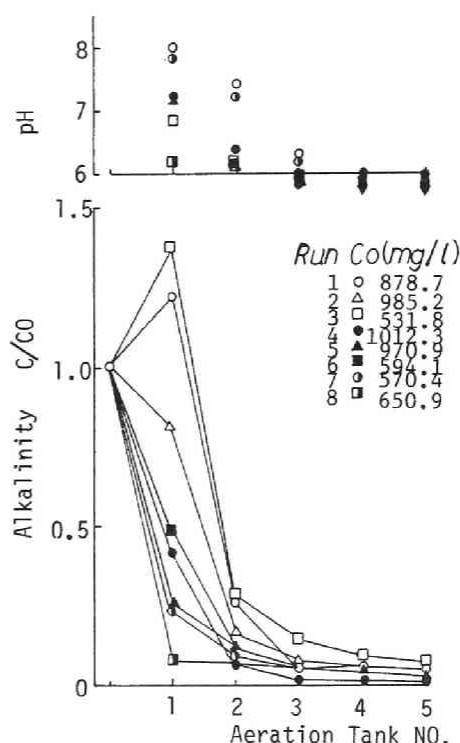


図5-14 各実験条件におけるpHとアルカリ度の変化

5-3-4 要約

- 1) 曝気槽内の混合を逆混合モデル装置により簡単に定量化することができた。
- 2) 本装置は分割数 n と逆混合比 H が逆の混合度を示す関係となり、完全混合型では $n=1$ $H=\infty$ 、押し出し流れ型では $n=\infty$ $H=0$ となる。
- 3) 2) の関係を1変数 ϕ_{max} で表わすことにより、混合の度合を知ることができる。
- 4) 活性汚泥実験においても、本装置により混合条件を考慮した室内実験ができることが判明した。
- 5) 混合の度合により各水質の挙動が大きく変化することがわかる。すなわち、逆混合が小さ

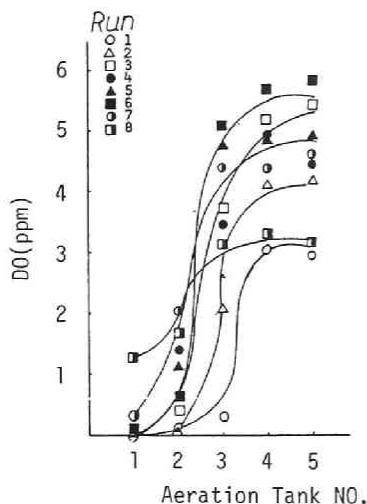


図5-15 各実験条件における
DOの変化

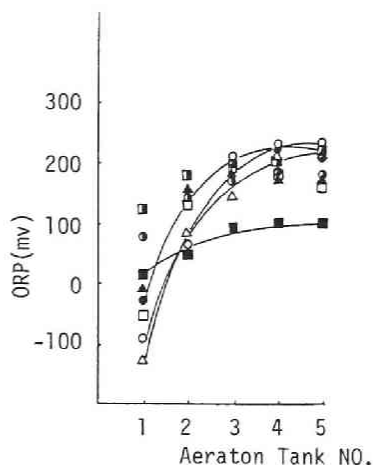


図5-16 各実験条件における
酸化還元電位の変化

い時は槽内の各水質の濃度分布が大きい、逆混合が大きくなるに従って水質分布が均一化される。

6) 混合特性と窒素除去率の関係から、 $\phi_{\max} = 0.15$ までは逆混比が大きい程窒素除去率が上がることがわかった。逆に $\phi_{\max} = 0.15$ 以下となると槽内が均一化され、窒素除去率は急激に下がった。

5-4 連続処理系に対する 反応速度論式の適用 性に関する研究

5-4-1 概説

曝気槽内の流体の混合特性は前述のように逆混合型

槽列モデルの装置において定量化することができた。また、反応速度モデル式も前章において完成しており、本節では、この反応速度モデル式が連続処理系においても適用できるか検証した。連続処理系での実験結果は前節で述べた結果を参照し、混合特性の式と反応特性の式を組み合わせせてシ

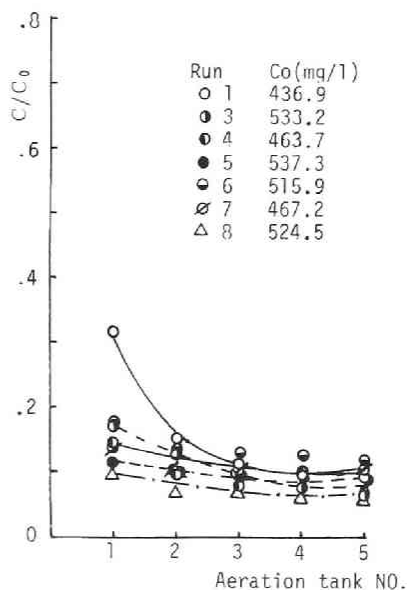


図5-17 各実験条件における
C-CODの変化

ミュレーションし、実験結果と比較した。

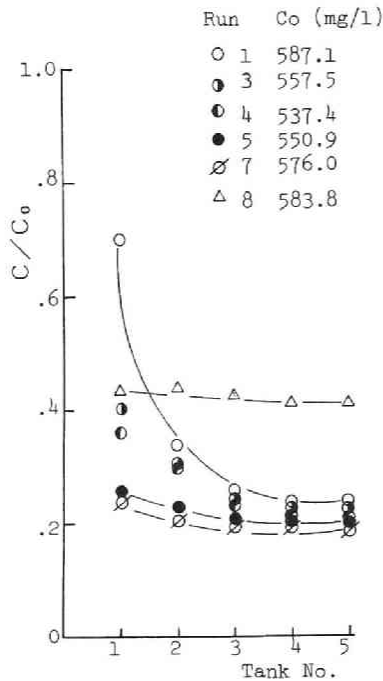


図5-18 各実験条件における
K_j-Nの変化
(C₀は初発T. N)

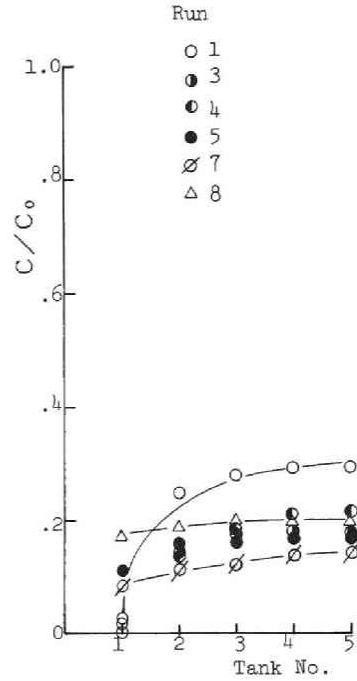


図5-19 各実験条件における
NO_x-Nの変化
(C₀は初発T. N)

5-4-2 計算方法

単一曝気槽内の混合特性は図5-10に示すような逆混合型槽列モデル式で表わし、各々の槽の各基質と影響因子に関する物質収支式をとると次のような式が成立する。但し、最終沈殿池内での反応は考慮しないこととする。

第1槽目

$$\frac{dS_1}{dt} = T (S_0 + rS_n + hS_z - w_1 S_1) - \left\{ \frac{S_1}{K_s + S_1} \left(U_s \cdot \frac{DO_1}{K_0 + DO_1} + \alpha \frac{U_z \cdot C_{z1}}{K_z + C_{z1}} \right) \right\} X_1 \quad (5-5)$$

$$\frac{dC_{1,1}}{dt} = T (C_{1,0} + rC_{1,n} + hC_{1,z} - w_1 C_{1,1}) - \left(\frac{U_1 \cdot C_{1,1}}{K_1 + C_{1,1}} \cdot \frac{DO_1}{K_0 + DO_1} \cdot \frac{A_1}{K_A + A_1} \right) X_1 \quad (5-6)$$

$$\frac{dC_{2,1}}{dt} = T (C_{2,0} + rC_{2,n} + hC_{2,z} - w_1 C_{2,1}) + \left(\frac{U_1 \cdot C_{1,1}}{K_1 + C_{1,1}} \cdot \frac{DO_1}{K_0 + DO_1} \right) X_1$$

$$\frac{A_1}{K_A + A_1} - \frac{U_2 \cdot C_{2,1}}{K_2 + C_{2,1}} \cdot \frac{S_1}{K_S + S_1} \cdot X_1 \quad (5-7)$$

$$C_{3,1} = C_0 - (C_{1,1} + C_{2,1})$$

$$\frac{dX_1}{dt} = T (X_0 + rX_n + hX_2 - w_1X_1) + a \left(\frac{dS_1}{dt} \right)_B + b \left(\frac{dC_{1,1}}{dt} \right)_B + c \left(\frac{dC_{3,1}}{dt} \right)_B - dX_1 \quad (5-9)$$

$$\frac{dDO_1}{dt} = T (DO_0 + rDO_n + hDO_2 - w_1DO_1) - a' \left(\frac{dS_1}{dt} \right)_B - b' \left(\frac{dC_{1,1}}{dt} \right)_B - d'X_1 + k_1 a (DO_S - DO_1) \quad (5-10)$$

$$\frac{dA_1}{dt} = T (A_0 + rA_n + hA_2 - w_1A_1) - e \left(\frac{dC_{1,1}}{dt} \right)_B + f \left(\frac{dC_{3,1}}{dt} \right)_B \quad (5-11)$$

i 槽目

$$\frac{dS_i}{dt} = T (w_1S_{i-1} + hS_{i+1} - w_2S_i) - \left\{ \frac{S_i}{K_S + S_i} \left(U_S \cdot \frac{DO_i}{K_0 + DO_i} + \alpha \frac{U_2 \cdot C_{2,i}}{K_2 + C_{2,i}} \right) \right\} X_i \quad (5-12)$$

$$\frac{dC_{1,i}}{dt} = T (w_1C_{1,i-1} + hC_{1,i+1} - w_2C_{1,i}) - \left(\frac{U_1 \cdot C_{1,i}}{K_1 + C_{1,i}} \cdot \frac{DO_i}{K_0 + DO_i} \cdot \frac{A_i}{K_A + A_i} \right) X_i \quad (5-13)$$

$$\frac{dC_{2,i}}{dt} = T (w_1C_{2,i-1} + hC_{2,i+1} - w_2C_{2,i}) + \left(\frac{U_1 \cdot C_{1,i}}{K_1 + C_{1,i}} \cdot \frac{DO_i}{K_0 + DO_i} \cdot \frac{A_i}{K_A + A_i} - \frac{U_2 \cdot C_{2,i}}{K_2 + C_{2,i}} \cdot \frac{S_i}{K_S + S_i} \right) X_i \quad (5-14)$$

$$C_{3,i} = C_0 - (C_{1,i} + C_{2,i}) \quad (5-15)$$

$$\frac{dX_i}{dt} = T (w_1X_{i-1} + hX_{i+1} - w_2X_i) + a \left(\frac{dS_i}{dt} \right)_B + b \left(\frac{dC_{1,i}}{dt} \right)_B + c \left(\frac{dC_{3,i}}{dt} \right)_B - dX_i \quad (5-16)$$

$$\frac{dDO_i}{dt} = T (w_1DO_{i-1} + hDO_{i+1} - w_2DO_i) - a' \left(\frac{dS_i}{dt} \right)_B - b' \left(\frac{dC_{1,i}}{dt} \right)_B - d'X_i + k_L a (DO_S - DO_i) \quad (5-17)$$

$$\frac{dA_i}{dt} = T (w_1A_{i-1} + hA_{i+1} - w_2A_i) - e \left(\frac{dC_{1,i}}{dt} \right)_B + f \left(\frac{dC_{3,i}}{dt} \right)_B \quad (5-18)$$

n 槽目

$$\frac{dS_n}{dt} = T \cdot w_1 (S_{n-1} - S_n) - \left\{ \frac{S_n}{K_S + S_n} \left(U_S \frac{DO_n}{K_0 + DO_n} + \alpha \frac{U_2 \cdot C_{2,n}}{K_2 + C_{2,n}} \right) \right\} X_n \quad (5-19)$$

$$\frac{dC_{1,n}}{dt} = T w_1 (C_{1,n-1} - C_{1,n}) - \left(\frac{U_1 \cdot C_{1,n}}{K_1 + C_{1,n}} \cdot \frac{DO_n}{K_0 + DO_n} \cdot \frac{A_n}{K_A + A_n} \right) X_n \quad (5-20)$$

$$\frac{dC_{2,n}}{dt} = T w_1 (C_{2,n-1} - C_{2,n}) + \left(\frac{U_1 \cdot C_{1,n}}{K_1 + C_{1,n}} \cdot \frac{DO_n}{K_0 + DO_n} \cdot \frac{A_n}{K_A + A_n} - \frac{U_2 \cdot C_{2,n}}{K_2 + C_{2,n}} \cdot \frac{S_n}{K_S + S_n} \right) X_n \quad (5-21)$$

$$C_{3,n} = C_0 - (C_{1,n} + C_{2,n}) \quad (5-22)$$

$$\frac{dX_n}{dt} = Tw_1 (X_{n-1} - X_n) + a \left(\frac{dS_n}{dt} \right)_B + b \left(\frac{dC_{1,n}}{dt} \right)_B + c \left(\frac{dC_{3,n}}{dt} \right)_B - d X_n \quad (5-23)$$

$$\frac{dDO_n}{dt} = Tw_1 (DO_{n-1} - DO_n) - a' \left(\frac{dS_n}{dt} \right)_B - b' \left(\frac{dC_{1,n}}{dt} \right)_B - d' X_n + K_L a (DO_s - DO_n) \quad (5-24)$$

$$\frac{dS_n}{dt} = Tw_1 (A_{n-1} - A_n) - e \left(\frac{dC_{1,n}}{dt} \right)_B + f \left(\frac{dC_{3,n}}{dt} \right)_B \quad (5-25)$$

ここで、添字 1、2、i-1、i、i+1、n-1、n は各々第 1、2、…… i …… n 槽での値、 S_0 、 $C_{1,0}$ 、 $C_{2,0}$ 、 X_0 、 DO_0 、 A_0 はそれぞれ流入水質濃度 (mg/ℓ)、 T ：滞留時間の逆数 (Q/V 、 hr^{-1})、 $w_1 = 1 + p + r + h$ 、 $w_2 = 1 + p + r + 2h$ を省略して表した。他の記号、係数等は前章の表現と同様である。

表 4-15 のパラメータ値と連続処理の実験条件表 5-5 をシミュレーション条件とした。

式 (5-5) ~ (5-25) からなる連立非線型方程式の定常状態の解を求め、曝気槽内の水質の挙動をシミュレートした。

計算は FACOM FORTRAN SSL II の ODRK1 (Runge-Kutter Varner 法) によった。

5-4-3 計算結果と考察

図 5-21 ~ 5-28 に計算結果と実測値の比較を示す。実線がシミュレーション結果である。実測値と比較して、その整合性をみると、各水質とも大略、一致した結果を示しているが、DO、アルカリ度については若干の差がみられた。しかし、先に行なった 4-4 節で述べた反応速度モデル式を用いたシミュレーション計算結果¹¹⁾よりも精度のよい結果が得られた。これより、連続実験に

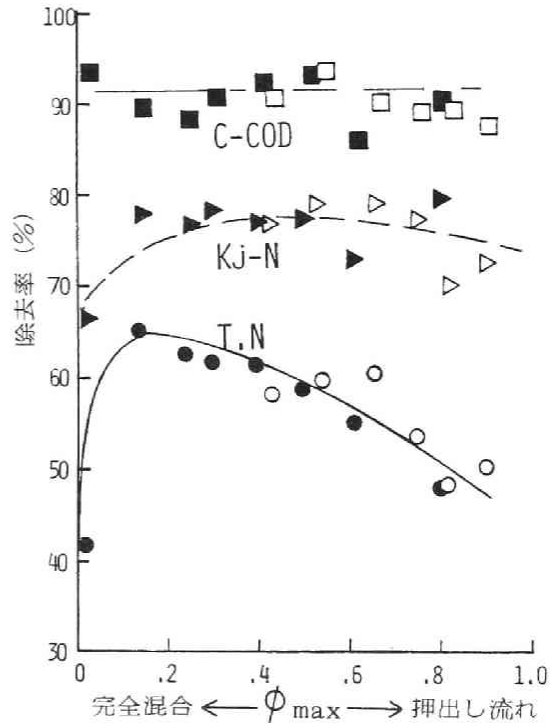


図 5-20 各水質の除去率と ϕ_{max} の関係 (白印は 10 槽による実験結果)

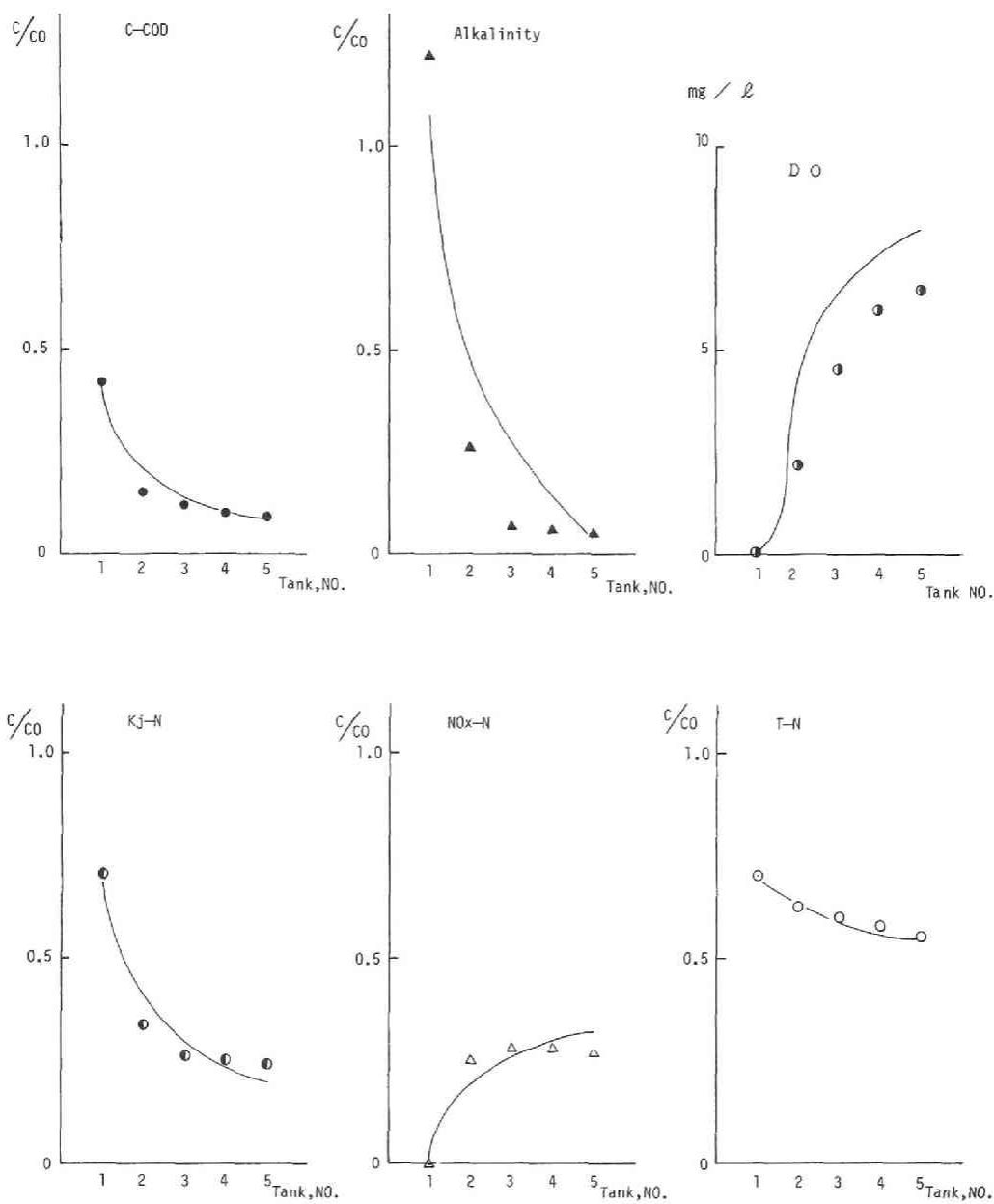


図5-21 実験結果とシミュレーション Run 1

$$\left[\begin{array}{l} Q=0.042 \text{ } \ell / \text{h r} \\ R=2.83Q \\ H=0 \end{array} \right]$$

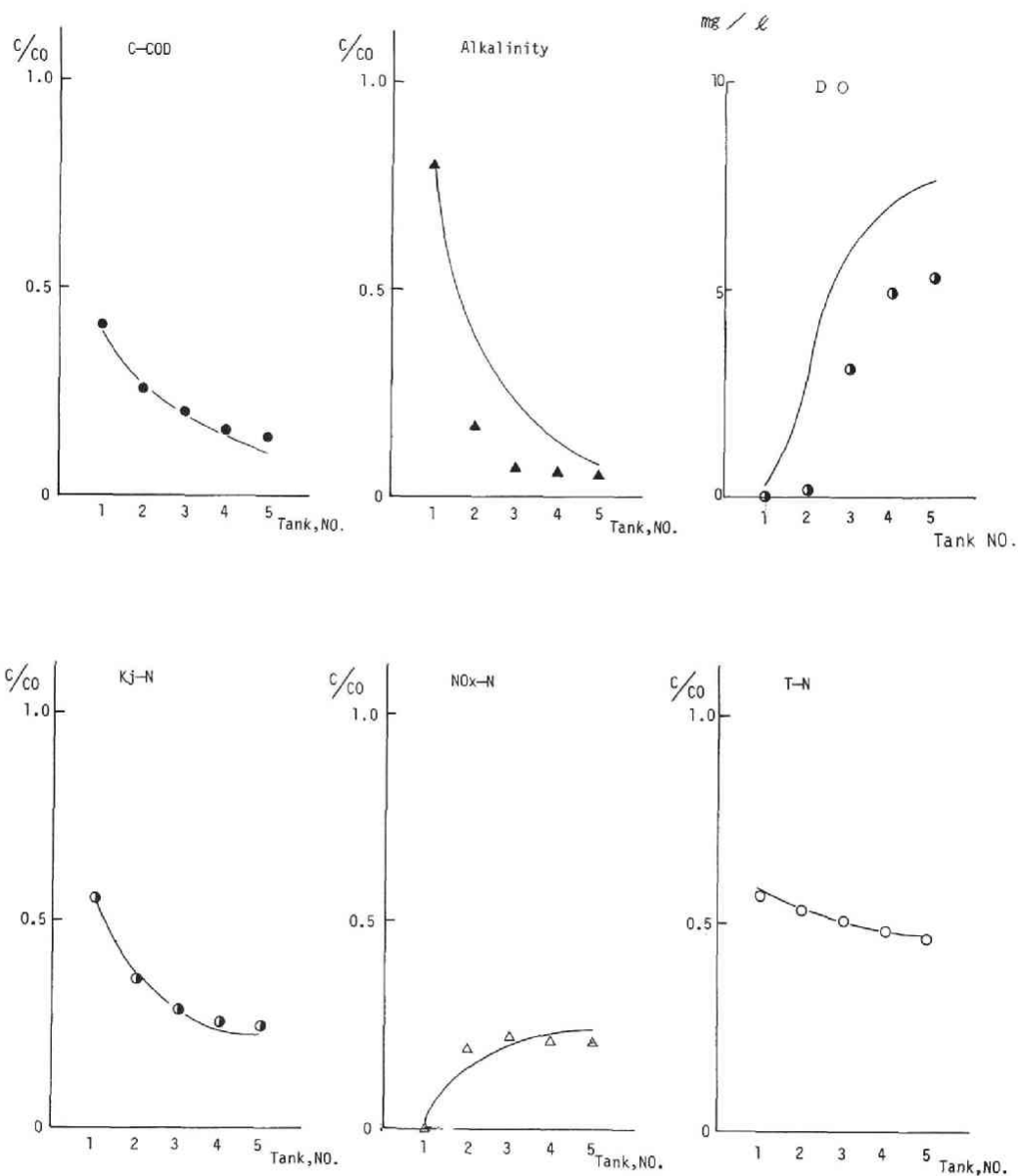


図5-22 実験結果とシミュレーション

Run 2

$Q=0.042 \text{ } \ell/\text{hr}$
$R=2.6 \text{ g}$
$H=4.8 \text{ g}$

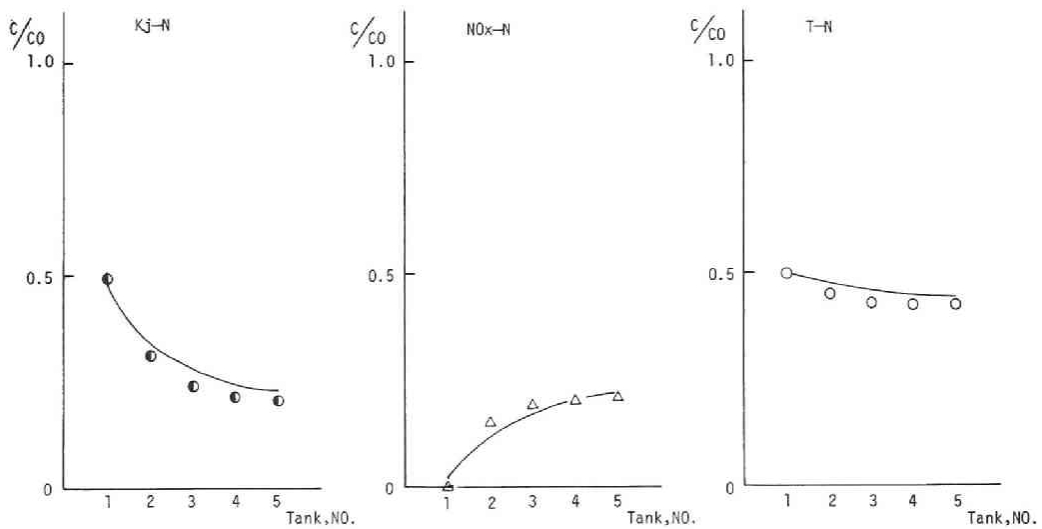
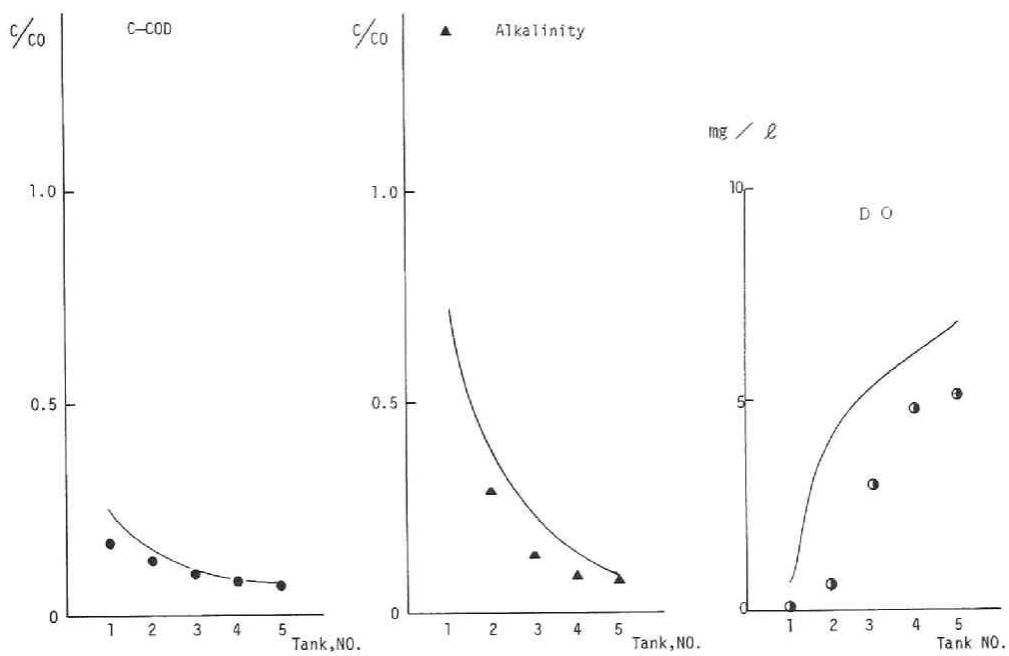


図5-23 実験結果とシミュレーション

Run 3

$$\begin{bmatrix} Q=0.042 \ell / h r \\ R=2.28Q \\ H=10Q \end{bmatrix}$$

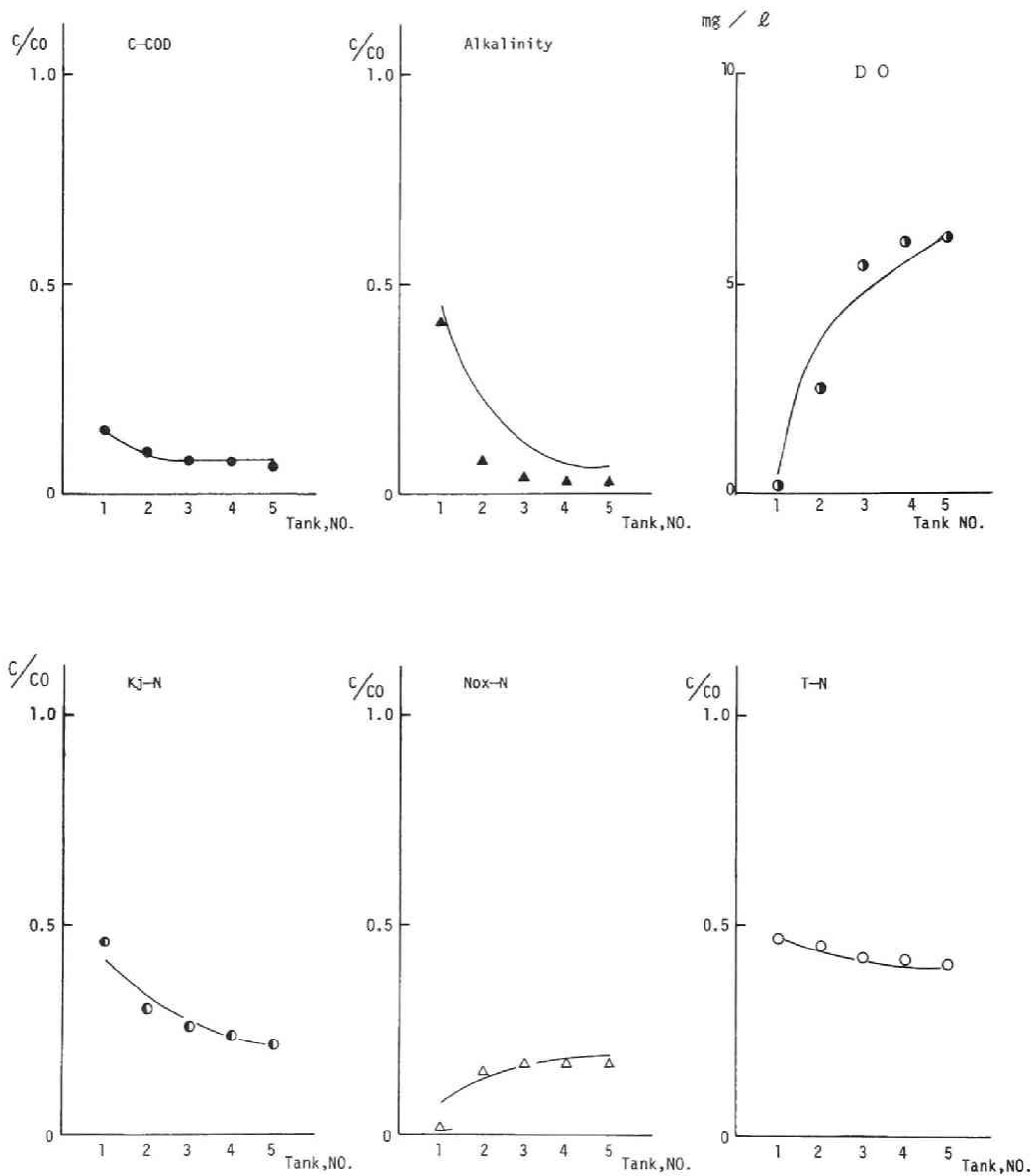


図5-24 実験結果とシミュレーション

Run 4

$$\left[\begin{array}{l} Q=0.042 \text{ } \ell / \text{h r} \\ R=2.33Q \\ H=19.2Q \end{array} \right]$$

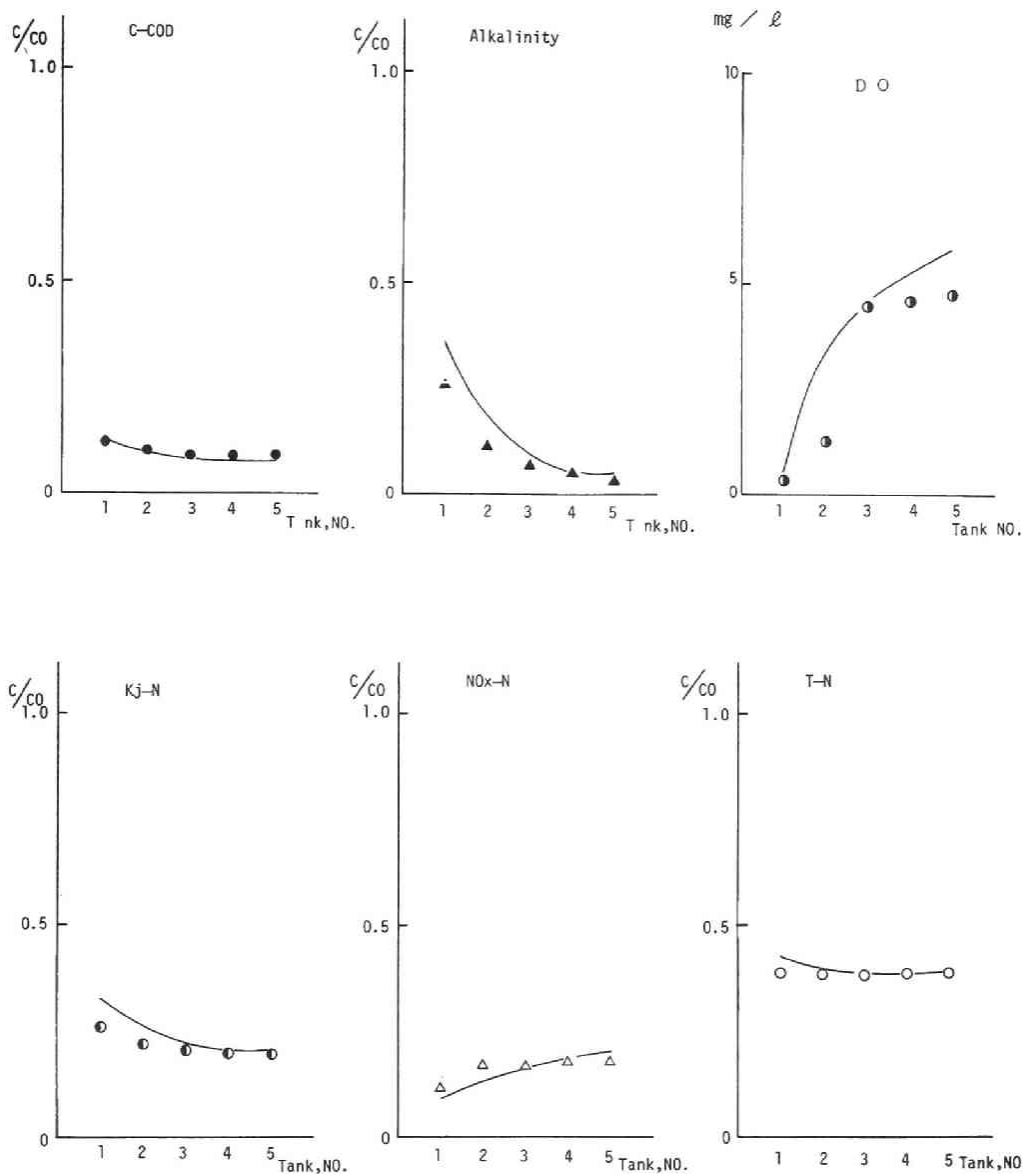


図5-25 実験結果とシミュレーション

Run 5

$$\begin{bmatrix} Q=0.042 \text{ } \ell / \text{h r} \\ R=2.28Q \\ H=30.2Q \end{bmatrix}$$

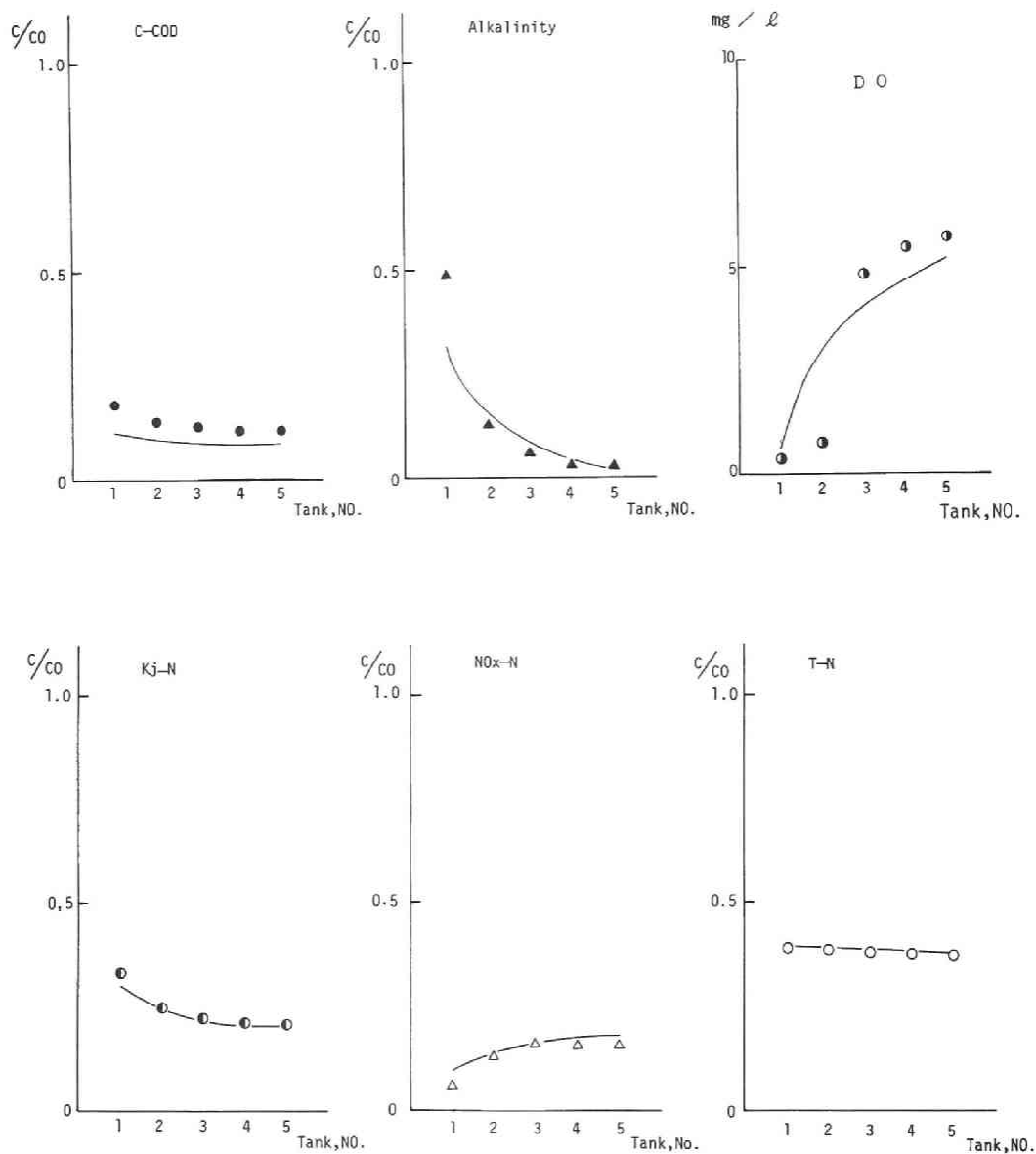


図5-26 実験結果とシミュレーション Run 6

$Q=0.042 \text{ } \ell/h r$
$R=2.76Q$
$H=46.7Q$

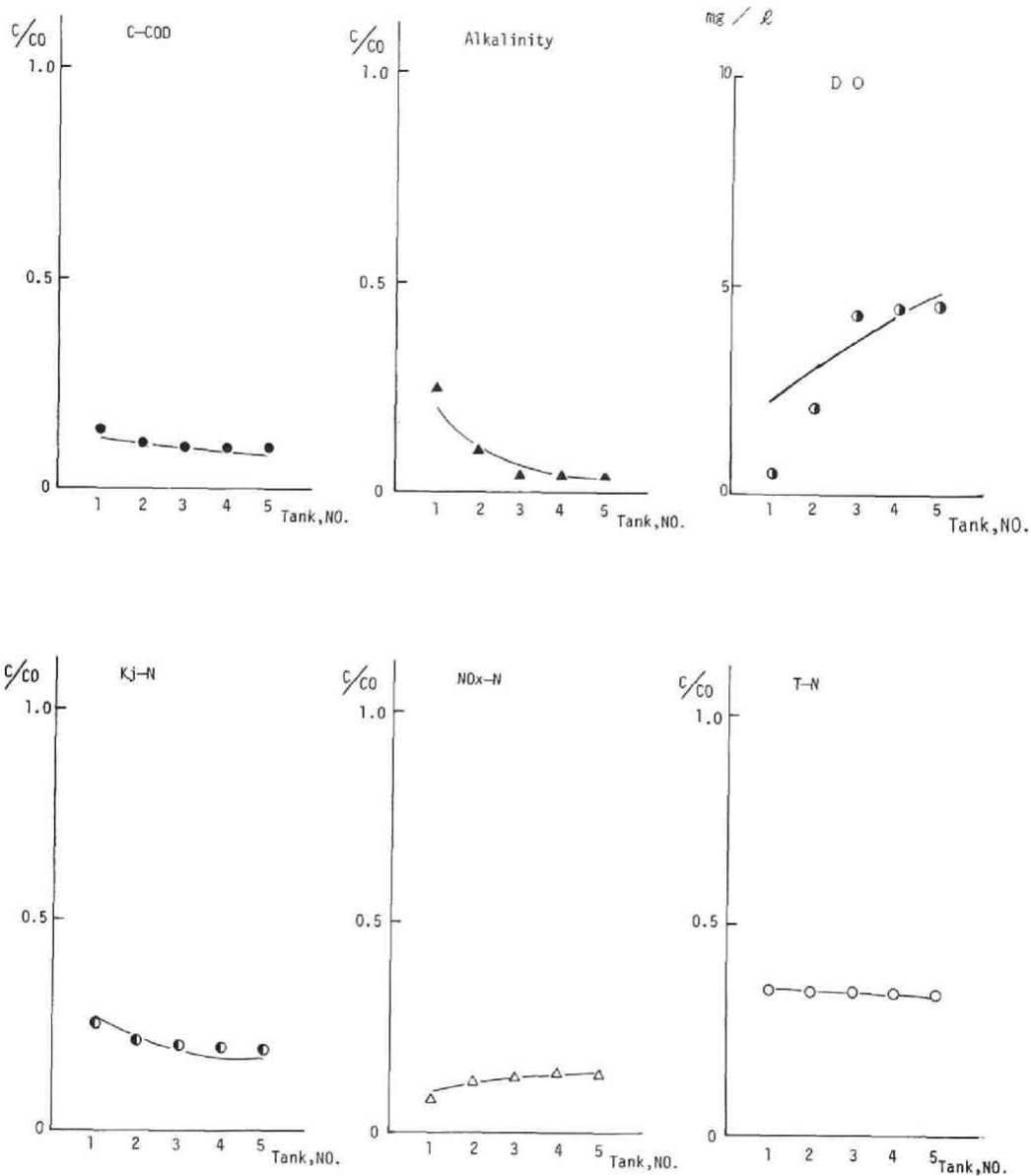


図5-27 実験結果とシミュレーション Run 7

$Q=0.042 \ell/hr$
$R=2.74Q$
$H=98.4Q$

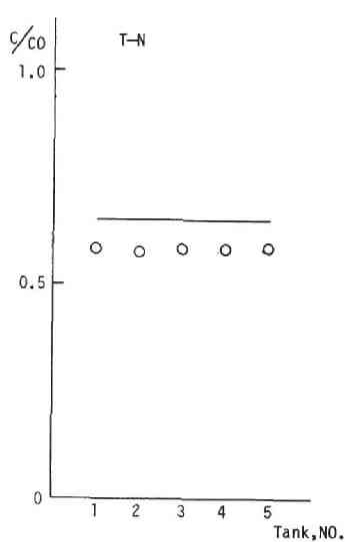
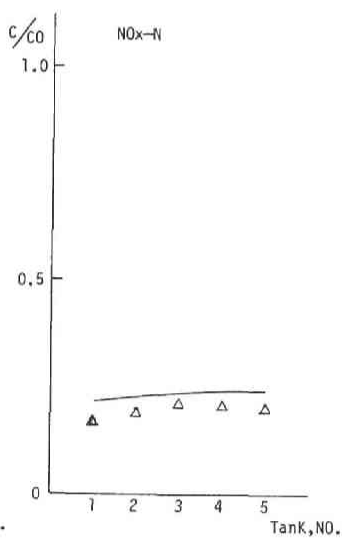
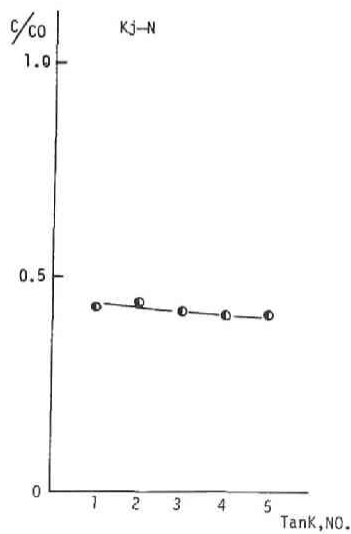
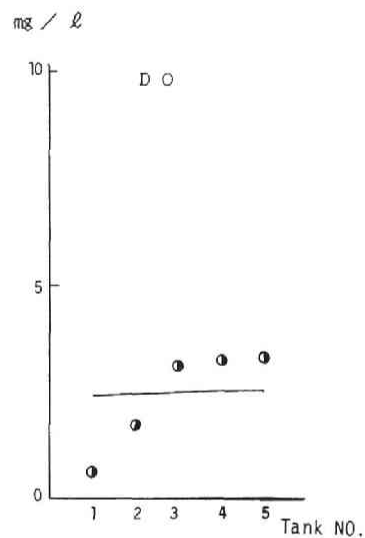
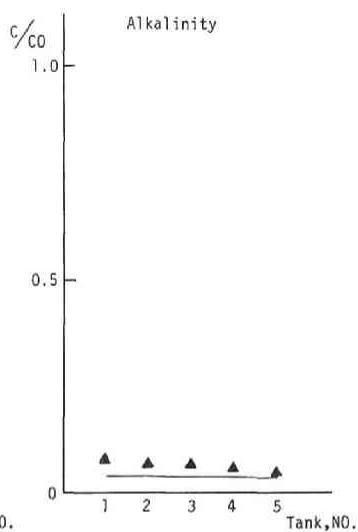
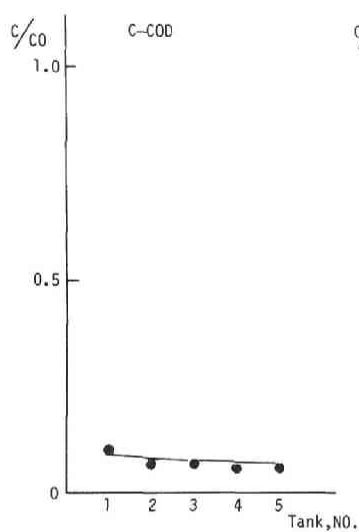


図5-28 実験結果とシミュレーション

Run 8

$$\begin{bmatrix} Q=0.042 \text{ } \ell / \text{h r} \\ R=2.82 Q \\ H=490 Q \end{bmatrix}$$

においても現実の浄化機構に近づいたモデル式の提示ができたものと判断できる。

1) 逆混合による各水質の挙動

COD除去率は逆混合による変化はみられず、計算結果も同様な挙動を示した。窒素の除去率は逆混合に大きく影響されるこ

とを示した。図5-29に表すよう

に逆混合比 h が増す程、窒素除去

率は増すが、 $h = 500$ のときは逆

に除去率が急に減っている。これ

は槽全体が好気的状態になるため、

NO_x の減少量が小さいことと、

アルカリ度が消費されるため、 K_j -N

除去率（硝化率）もまた下

がり、脱窒される NO_x の絶対量

が不足することによるためと考え

られる。次に、 K_j -N除去率は

本実験条件ではRun 8を除いて、

逆混合の影響はみられなかった。Run 8は明らかにアルカリ度の不足による影響とみられる。一

方、逆混合の充分にある完全混合型曝気槽において、本実験条件では好気的状態となり、窒素除去

率が低下したが、DO（曝気量）制御を行えば窒素除去に好結果を得られることが、計算結果より

示唆された。これは今後、実験的にも確認する必要がある検討課題である。

2) 影響因子の挙動

DOは逆混合比の小さい条件では2槽目以降において急激な立上がり計算できた。これに付随

して NO_x も立ち上がることも表現できた。アルカリ度についてはその濃度が硝化率に大きく影響

することを示した。Run 8において、その特徴を顕著に示しており、DO濃度は硝化に律速しな

いといわれる 2 mg/l 以上¹²⁾ あるにもかかわらず、硝化率は減少している。これはアルカリ消費

により、硝化に必要なアルカリ量が不足したためと考えられ、計算結果もこの現象をよく表した。

次に、汚泥Xの増殖から汚泥滞留時間（SRT）を求めるには曝気槽に存在する全汚泥量を1日当

りの汚泥生産量で割ったものとして求めると15~75日のSRTが得られた。これは実験データが少

ないため、計算値との比較ができないが、硝化菌の保持には十分なSRTと考えられる。

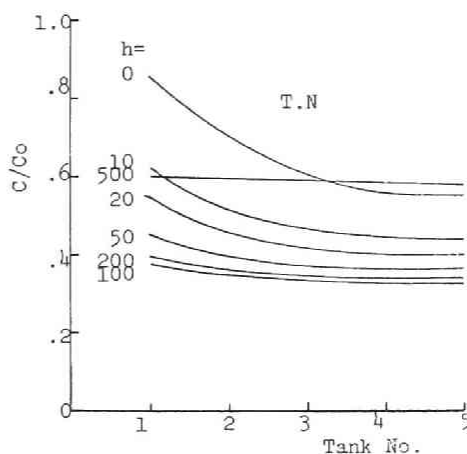


図5-29 逆混合が窒素の除去に及ぼす影響
(同一操作条件によるシミュレーション)

5-4-4 要約

- 1) 回分実験系から開発した反応速度モデル式と連続系の混合モデル式を基礎にして、連続処理系における各水質のシミュレーション計算を行なったが、実験結果と整合性のある結果が得られた。
- 2) 混合特性として逆混合を加えた槽列モデル式による計算を提案したが、この逆混合は脱窒反応（T. N除去率）に大きく影響することが判明した。
- 3) 本研究から、単一曝気槽における窒素除去についてもその設計手順の基礎が確立した。
- 4) また、他の廃水についても、本研究を基礎として応用することができるものと考えられる。例えば、長時間曝気方式における窒素除去、オキシデーション・ディッチにおける窒素除去等もこの範ちゅうに入るものと判断できる。

5-5 本章の要約

単一曝気槽における窒素の除去は曝気槽の流体の混合特性が重要な役割をすることが予想されるため、実際に混合度の違いを実験的に作り、窒素除去におけるその役割について検討した。また、逆混合の定量化を行ない、これを数式化した。これに、前章で求めた水質反応速度モデル式を組み合わせてシミュレーション計算し、連続処理系への適用性について検討した。本章の主要な成果は次のようなものである。

- 1) 第2節の実験では曝気槽内に仕切り板を設け、仕切り板中の孔数を変えて実験した結果、孔中を移動する水量が大きく影響し、窒素除去率に変化を持たせた。
- 2) 第3節では逆混合を定量的に扱う装置を製作し、定量化された混合状態のもとで窒素や各影響因子の挙動を調べた。その結果、流体の混合特性は定量的に把握できると判明した。また、処理特性も混合特性を考慮した室内実験ができることを確認した。
- 3) 混合特性と窒素除去率の関係は混合の程度を示す一つのパラメータ ϕ_{\max} で表示でき、 $1 \geq \phi_{\max} \geq 0.15$ では逆混合化が大きい程窒素除去率が上がるが、 $\phi_{\max} < 0.15$ では本実験条件においては槽内が好氣的に均一化され、窒素除去率は急激に下った。
- 4) 第4節では反応速度モデル式と槽内の流体の混合モデル式を基礎にして、連続処理系における各水質のシミュレーション計算を行なったが、実測値との整合性が認められた。
- 5) これより、単一曝気槽における窒素除去の設計手順の基礎が確立した。

参考文献

- 1) 松本順一郎、大沼正郎：「曝気槽の流体の混合現象について」土木学会論文集、No. 154、(1968)
- 2) 河野大作、安中徳二：「エアレーションタンクの分画と処理効率についての一考察」第10回下水道研究発表会講演集、(1973)
- 3) 藤田正憲、橋本契：「気泡曝気による旋回流式曝気槽の表面流速と酸素移動性能について」醗酵工学誌、No.53、(1975)
- 4) 野北舜介：「エアレーションタンク内整流壁の逆混合防止効果」第15回下水道研究発表会講演集、(1978)
- 5) R.B.Grievues, W.O.Pipes, Jr., "A mixing model for activated sludge", Jor. W.P.C.F, vol. 36, No. 5 (1964)
- 6) 石川宗孝、中西弘：「好気性脱窒に関する基礎的研究」環境技術、vol. 8、No.11、(1979)
- 7) 藤原貞一：「野田川衛生プラントにおける脱窒素対策」環境技術vol. 8、No. 2、(1979)
- 8) 竹山兵三、小川喜三郎：「し尿処理場の高度処理施設と運転管理」水処理技術vol. 20、No. 4、(1979)
- 9) 久保田勝義、村田清美：「し尿の好気性消化処理施設における生物学的脱窒素技術の研究」クボタ技報、vol. 6、No. 1、(1981)
- 10) 厚生省：「し尿処理施設構造指針」(1979)
- 11) 石川宗孝、中西弘、水船清司：「好気性脱窒現象のモデル化に関する研究」衛生工学研究論文集、vol. 19、(1983)
- 12) H.A.Painter, "A review of literature on inorganic nitrogen metabolism in microorganisms", Water Research, vol. 4、(1970)

第6章 廃水処理への適用と評価について

6-1 概説

現在行なわれている生物学的硝化脱窒法の技術開発はここ数年飛躍的な進歩がある。特にし尿処理技術の進歩は目を見張らせるものがある。その生物学的硝化・脱窒法についてはBOD酸化、硝化、脱窒の3工程における生物相によって、つぎの3つに分けられている。

- (1) 単一の汚泥でBOD酸化、硝化、脱窒の3工程を行なうもの
- (2) 2種の汚泥を用いるもの
- (3) 3種の異なる汚泥をそれぞれ、BOD酸化、硝化、脱窒に分けて行なうもの

これらの方式のうち、(1)の方式は高い窒素除去率、経済性から最も注目され、かつ多くの研究開発が行なわれている。

この中で単一槽における脱窒処理は(1)の方式の中へ組み入れられるものと考えられるが、硝化槽、脱窒槽と槽を分離した方式とは異なった性格を持つものとして、し尿処理においてはある一定の評価を得ている。^{1)、2)} しかし、その後多くのし尿処理技術が開発されており、その評価も複雑なものとなっている。本研究においてはし尿処理における、単一槽での窒素除去の位置づけを行なう。また、下水処理等の大型施設へ本プロセスの適用あるいは省資源、省エネルギー化につながるオキシデーション・ディッチについてそれぞれ実験的あるいはシミュレーション計算による検討を行なった。そして、単一槽による硝化・脱窒について、その適用範囲を検討した。

6-2 し尿処理への適用と評価

6-2-1 概説

低希釈二段活性汚泥法処理方式³⁾に始まるし尿処理の高度処理方法は高負荷無希釈処理方法において水処理技術の最高水準に達していると言っても過言ではない。これらのし尿処理技術の発達には住民の要望や各水処理メーカーの競走に負うことも大きい。その第1原因としては新しい曝気技術の開発が最も大きいものと考えられる。すなわち、曝気槽内においてMLSS 20,000～30,000 mg/l維持できる高性能の曝気装置の開発により、槽の縮小化、無希釈化が実現できるようになっ

たことである。低希釈高負荷方式の設計例について矢込⁴⁾は表6-1のように示している。これらの中で、単一反応槽内で硝化、脱窒現象を行なう方式を採用するメーカーが大半を占めるに至り、単一槽内での硝化脱窒現象の研究解析を行なう研究者^{5)、6)、7)、8)}、も多くみられるようになった。

本節では単一槽内での窒素除去方法として装置化されたプラントについて、その経緯と分類を行なう。

表6-1 低希釈高負荷処理方式設計諸元例⁴⁾

処理方式		処理方式-A		処理方式-B				
項目		a	b	c	d	e	f	g
一次処理	処理方式	好気性消化	好気性消化	低希釈二段	低希釈二段	低希釈二段	低希釈二段	低希釈二段
	曝気方式	竖型エジェクタ	横型エジェクタ	深層曝気**	間欠曝気	散気式	加圧曝気***	酸素曝気
	槽容量(m ³)	3.0 *	5.0 *	9.7 *	24.7 *	6.0	6.4	14.1
	MLSS (mg/l)	25,000	6,000	15,000	8,000	20,000	20,000	8,500
	処理温度(°C)	30~35	20<	25~37	15~35	30<	15<	15<
	希釈水量(Q)	0	0	0.5	4.0	0.6	1.0	9.0
二次処理	汚泥分離	分離槽, 凝集遠心	分離槽, 凝集遠心	分離槽	分離槽	遠心濃縮	浮上分離	沈殿
	処理方式	凝沈, 浮過	凝沈	凝沈	—	凝沈	凝沈	—
	希釈水量(Q)	1.5	4.0	0	—	0	0	—
	処理BOD (mg/l)	30	30	30	30	25	30	20 (15)
	処理SS (mg/l)	70	70	70	70	65	70	40 (25)
摘要		* 分離槽を含む		** 10(m) 文献-8)		*** 1.6 kg/cd		

6-2-2 単一槽内の除去の分類と条件

単一槽内でBOD、窒素の同時除去を行なう方式としては表6-2に示すように分類できる。

研究開発の初期段階では押し出し流れ型曝気槽による開発が主流となり、図6-1に示すように曝気槽流入部が、嫌気の状態となるため、この部分へ逆混合流れやポンプによる液返送によって、硝化された窒素を移動させ、ここで効果的に脱窒反応が進められることが判明した。一方、完全混合型曝気槽においては逆混合流は充分にあるものの部分的嫌気部の発生ができない形状であるため、間欠投入や間欠曝気により、DO等の環境条件を脱窒反応に好適な状態へ保つ研究開発がされている。^{6)、9)}

また、完全混合型曝気槽における連続流入、連続曝気方式においては嫌気的部分を呈する状態が発生しないものと考えられるが、これは、曝気供給量をBOD酸化、硝化反応に必要な量だけ与え、過剰供給量は避けることにより槽全体を低DO状態に保つことによって、脱窒を行なおうとしてい

る。⁸⁾・¹¹⁾ いずれにしても、押し出し流れ型あるいは完全混合型どちらの単一曝気槽における脱窒現象でもなんらかの形で脱窒に至適な低DOレベルが実現していることになる。

また、その操作条件の基本とするものは次のようなものである。

(1) BOD酸化、硝化および脱窒を単一槽で行なう場合は汚泥滞留時間 (SRT) を充分にとる必要がある。特に硝化菌の増殖速度は小さいため、10日以上汚泥滞留時間¹¹⁾ が必要である。

表 6-2 単一曝気槽における窒素除去方法の分類

装置形状	流入方法	曝気方式	液循環	備 考
完全混合型	連続流入	連続曝気	/	深層曝気方式 ⁸⁾ ロータリーアトマイザ方式 ¹⁶⁾
		間欠 "		
	間欠流入	連続 "		堅型インジェクター方式 ⁹⁾
		間欠 "		間欠曝気方式 ⁶⁾
押し出し流れ型	連続流入	連続曝気	循環	循環曝気方式 ¹⁾ 好気性消化槽 ¹⁷⁾
			非循環	好気性消化槽 ¹⁸⁾

(2) 完全混合型曝気槽においてはDO (曝気量) 制御が必要である。

6-2-3 し尿処理における評価

以上のように、現状において、本法は先に研究開発された硝化、脱窒槽を分離した方式¹²⁾・¹³⁾と比肩するまでに研究開発され、今後も大いに進展することが予想される。ここでは、本プロセスにおける、長所および短所について掲げる。

1) 長所

(イ) プロセスが単純である。

(ロ) 酸化性窒素として亜硝酸が優先するため、曝気量が少なくでき、かつ、脱窒するための有機物量が NO_3 型と比べて節減できる。

(ハ) 脱窒反応が並行的に起こるため、脱窒によるアルカリ生成があり、硝化反応に必要なアルカリ剤の添加が節減できる。

(ニ) 原水は槽内で処理液と混合されるため、微生物の働き以外に処理液による希釈により、ある程度の除

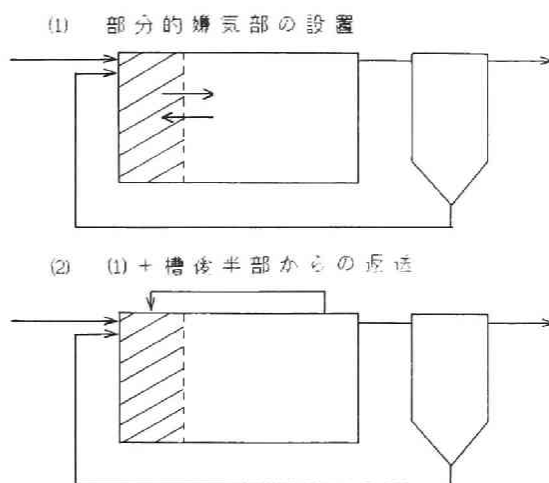


図6-1 押し出し流れ型曝気槽による窒素除去

表6-3 単一槽と分離（消化槽・脱窒槽）方式の比較

	単 一 槽	分 離 方 式	摘 要
槽 数	1 槽	2 槽	
硝化液の返送	拡散（逆混合） 又は循環ポンプ	循環ポンプ	
微生物の形態	混合培養	硝化菌、脱窒菌の 分離培養	
硝酸性窒素の形態	NO_2^- 型	NO_3^- 型	
必要酸素量 （硝化）	N 1 g 当り 3.16 g	< N 1 g 当り 4.57 g	NO_2^- 、 NO_3^- 型と 分けた場合 表4-12より算出
必要有機物量 （脱窒）	N 1 g 当り ThOD 1.71 g	< N 1 g 当り ThOD 2.85 g	
消費アルカリ量	N 1 g 当り 7.14 g	= N 1 g 当り 7.14 g	
生成アルカリ量	N 1 g 当り 3.57 g	= N 1 g 当り 3.57 g	
必要な SRT	硝化菌の増殖速度 以上が必要	硝化菌の増殖速度 = 以上が必要	
DO（曝気量）制御	必要	不必要	
総窒素除去率	90~95%	< 90~98%	文献値より算出

去率が得られる。

2) 短所

(ホ) 処理液が NO_2^- 型となるため、 NO_2^- の酸化によってBOD、CODを高める。そのための対策が必要である。

(ヘ) DO(曝気)の制御を必要とする。

(ト) 各基質の除去率が分離した方法と比べて若干劣る。

以上のような長短所から本プロセスを評価するため、さらに、硝化・脱窒槽を分離した方式と設計、操作条件について比較検討した。表6-3にその結果を示す。この表にも示されるように、厳密に本プロセスが稼動する場合は明らかに省資源、省エネルギー化につながる事がわかる。そのため、し尿処理における本プロセスの重要性も大きいと判断できる。

6-3 パイロット・プラント実験による下水処理適用の検討

6-3-1 概説

都市下水はし尿と比べて水質が希薄な半面、水量は多く、窒素除去を行なうに当っては、新たな施設の設置や薬品注入等は省資源、省エネルギーの立場から考えると現実の問題として困難な状況にある。そのため、下水処理における窒素除去は基本的に次のような条件を満たす必要がある。

- (1) 既存の施設を利用し、少しの改造のみとすること。
- (2) 有機薬剤、アルカリ剤等の薬品を使用しないこと。
- (3) ポンプによる液循環は考えないものとする。
- (4) できるだけ単純化したプロセスとすること。

このような条件において、曝気槽等の改善がなされるべきであり、既に、河村¹⁴⁾、原田¹⁵⁾等により実験的検討が加えられているが、本研究においては単一槽でかつ嫌気ゾーン等の区分を作らずに全面曝気状態における硝化脱窒能を把握しようとするものであり、より単純化されたプラントが下水処理等の大型施設へ適用できるかを検討する。

6-3-2 実験装置と実験方法

パイロット・プラントは図6-2に示すように曝気槽（ $0.5\text{m} \times 2\text{m} \times 1\text{m} = 1.0\text{m}^3$ 、有効容積 0.75m^3 ）と沈殿池（ $\phi 1\text{m} \times 0.8\text{m}$ 、有効容積 0.34m^3 ）からなっている。曝気槽は仕切り板の取り付けができるようにしている。沈殿池は污泥のかき寄せ機として 1rpm で緩速撹拌を行なっている。

実験条件は表6-4に示すように行なった。槽数の違いは仕切り板で仕切ったものであり、図6-3に示すように10、5、2、1槽に分けた。これは槽内の流体の混合度が及ばず影響を調べるためである。曝気方式は散気板による微細気泡型とパイプ片（ $\phi 20 \times 200\text{mm}$ のパイプ片へ $\phi 2\text{mm}$ の穴を5個あけている。）による粗大気泡型の2型式で行ない、DOの違い、混合度の違い等を検討した。曝気量はそれぞれ $3000 \sim 4000\text{ml}/\text{min}$ とした。MLSSについては $3000 \sim 4000\text{mg}/\ell$ 程度に設定した。

原水はU市下水処理場最初沈殿池上澄液を取水し、原水貯留タンクに貯留した。これを所定量ボ

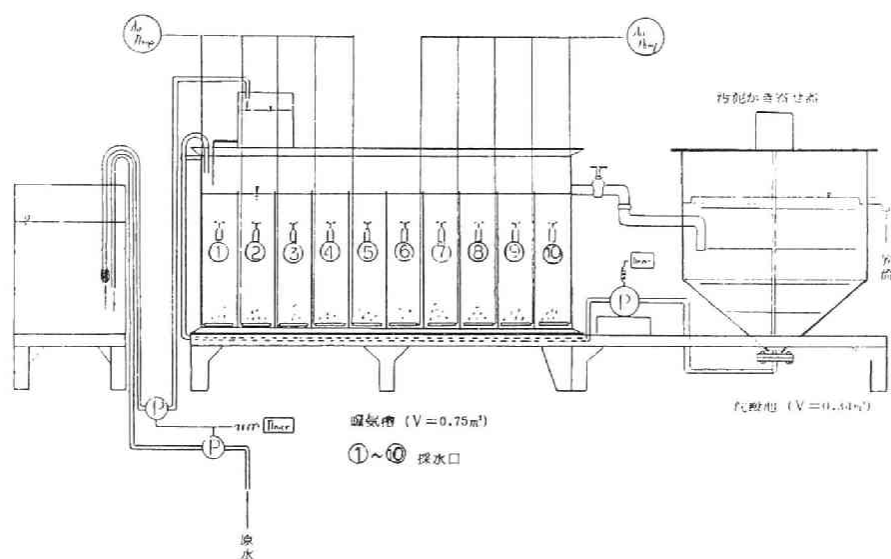


図6-2 実験装置

ンプアップし、曝気槽流入端へ投入した。原水滞留時間は4～10時間である。返送汚泥量は原水量の50～150%程度としている。なお、余剰汚泥の引き抜きは実験期間中（6ヶ月間）3回程度のみである。

以上からなる実験条件で十分に馴致したと考えられる時点で各位置（図6-2に示す①～⑩点）から同時に採水し、また、原水と沈澱池上澄水は自動サンプラーにより24時間採水した。

分析は各点でのサンプル及び原水と沈澱池処理水のコンポジットサンプルについて行なった。分析項目は表4-7と同様である。

6-3-3 実験結果と考察

表6-5に実験結果例について示す。今回の実験は仕切り板を設置して、槽数を変え、槽内の混合状態をみることに、曝気方式の効果をみることを主眼としている。そのため、槽内の混合や曝気方式の結果をみて、それに付随する影響因子について考察する。

1) 槽内の混合状態 図6-4～6-8の各水質やDO、pH、アルカリ度にも示されるように槽数が10槽の場合は明らかに押し出し流れ型の特徴を示しており、槽内に濃度分布を形成している。

表6-4 実験条件

Run	槽数	曝気方式	原水流量 (m^3/day)	返送量 (m^3/day)	水温 ($^{\circ}C$)	MLSS (ppm)
1	10	微細気泡	0.94	1.72	27.0	2323
2	10	微細気泡	1.91	1.72	27.5	2656
3	10	粗大気泡	2.05	1.72	20.0	3144
4	5	微細気泡	1.87	1.48	26.0	4075
5	5	微細気泡	2.94	1.48	25.0	4603
6	5	粗大気泡	2.94	1.48	25.5	3757
7	2	微細気泡	3.32	1.23	25.0	4135
8	2	微細気泡	3.46	1.23	24.0	4290
9	2	粗大気泡	1.81	1.23	22.5	4375
10	1	微細気泡	2.00	1.06	21.0	4050
11	1	粗大気泡	3.84	1.06	18.0	3645
12	1	粗大気泡	1.87	2.47	13.0	4628

それと比べて槽数が少なくなる程、濃度の分布差が小さくなっている。仕切り板のない1槽では完全混合型に近づいており、水質は各地点ともあまり変化を示していない。この混合の程度を前章で

示した混合モデル式から計算すると、仕切り板のない1槽の逆混合流量は10槽に分割した槽を基準とすると、約25倍（原水量に対して）程度のもどりがあることが推定された。

2) 槽数の変化と除去率の関係 COD除去率に関しては槽数の違いによる変化はなく、各実験条件とも90%前後の除去率を示している。硝化率はKj-N除去率で表わしているが、原水が一時多量に流入したRun 9、水温が低下しているRun 12を除いて、各実験とも90%以上の硝化率が得られている。T、N除去率は槽数による変化があらわれた。Run 1～3は槽数10槽であり、押し出し流れに近い型である。これと比べてRun 10～13は完全混合型に近い型にもかかわらず、Run 1～3よりも10～15%高い除去率を示している。これは逆混合による効果と考えられる。

3) 曝気方式の比較 曝気方式は微細気泡型と粗大気泡型の2種類について行なったが、微細気泡型においては原水の流入量が少ない時、DOは4～5 ppm、流入量が多い時でも0.5～3 ppm程度を示した。粗大気泡型においては、各実験ともDOは0～0.5 ppmで低D

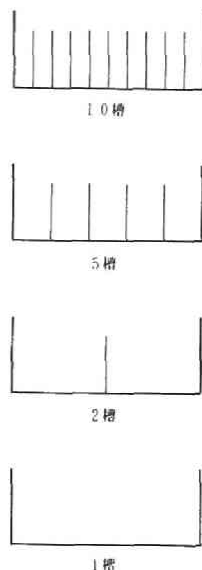


図6-3 仕切り板の位置と総数

表6-5 実験結果

Run	COD容積負荷 (Kg/m ³ ・day)	COD・MLSS負荷 (Kg/Kg・day)	TN容積負荷 (Kg/m ³ ・day)	TN・MLSS負荷 (Kg/Kg・day)	COD除去率 (%)	TN除去率 (%)	Kj-N除去率 (%)	備考
Run 1	0.117	0.050	0.119	0.051	89.1	28.6	99.1	原水が一時多量に流入
2	0.146	0.055	0.124	0.047	90.8	57.4	98.6	
3	0.175	0.071	0.171	0.038	94.9	57.6	92.6	
4	0.167	0.040	0.182	0.045	90.9	60.9	99.8	
5	0.216	0.048	0.211	0.045	89.9	53.7	99.8	
6	0.120	0.031	0.172	0.045	87.3	66.5	99.4	
7	0.160	0.038	0.168	0.040	87.6	56.3	98.1	
8	0.290	0.067	0.237	0.055	88.4	58.0	90.7	
9	0.170	0.038	0.184	0.040	93.2	52.3	77.2	
10	0.208	0.050	0.204	0.050	87.7	36.5	98.9	水温変化大 水温低下
11	0.357	0.098	0.319	0.086	91.0	67.4	100.0	
12	0.294	0.059	0.303	0.061	92.0	70.3	88.3	

O状態に保たれている。表6-5にも示すようにDOが0～0.2 ppm前後の状態でも、硝化反応は充

分起きており、 K_j-N 除去率は90%以上であった。細気泡型と粗大気泡型を比較すると、同一条件において粗大気泡型が K_j-N 除去率は劣るものの、 T_N 除去率は大きくなり、窒素除去の面からみるとより効果的である。これは粗大気泡型が槽内の混合もよく、低DO状態を保つことによる。

4) 環境因子による比較 単一槽内での基質除去は種々の環境因子に影響されることは第4章において述べたと同様と考えられるので、その検討を行なった。

(a)汚泥負荷 図6-9～6-11に各水質のMLSS負荷に対する除去率をみたが、本実験の範囲内ではCOD、 K_j-N 除去率は負荷に関係せず一定の除去率が得られる。しかし、 T_N 除去率は非常にばらつきが大きく他の環境因子に影響されているものと考えられる。

(b)DO 図6-12に⑩地点におけるDO濃度と K_j-N 、 T_N 除去率の関係をみるが、これからみるとDO濃度が直接、硝化の律速因子にはならないことを示している。これは、酸素の供給量とBOD酸化、硝化反応に必要な酸素量が均衡している状態での低DOの濃度レベルと考えるべきである。一方、脱窒においては、DOの影響が大きく、DO濃度が上がるにつれて T_N 除去率は下がる傾向を示した。

(c)アルカリ度 図6-13に K_j-N 消費量とアルカリ消費量の関係を示すが、その勾

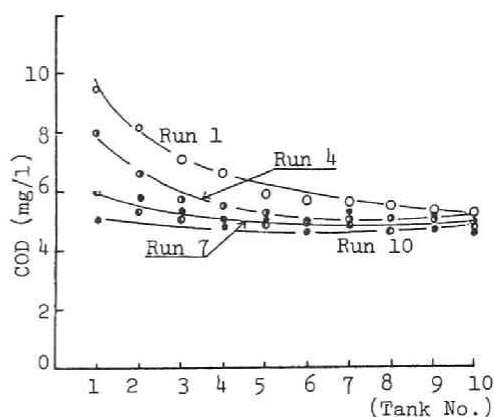


図6-4 CODの槽内変化

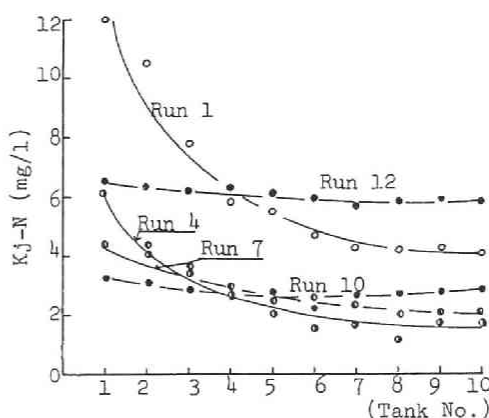


図6-5 K_j-N の槽内変化

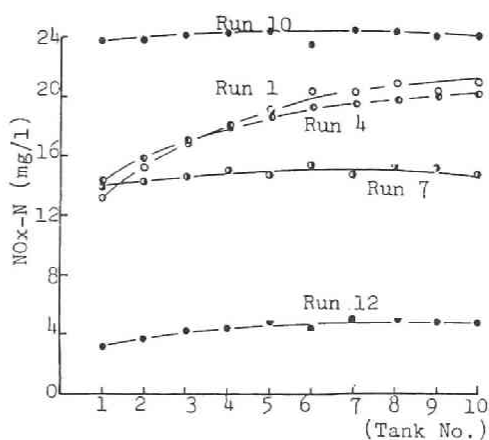


図6-6 NO_x-N の槽内変化

配をみるとアルカリの消費は化学量論式より求められる $7 \cdot 14$ (アルカリ量 $g/窒素 g$) よりも下回っており、この原因は脱窒による生成が含まれていると考えられる。次に DO が律速とならない実験の各槽において、硝化率と初期アルカリ度の関係を図 6-14 に示す。これより、充分な硝化を望む場合は、アルカリ度として $200 mg/l$ 以上必要なことがわかる。

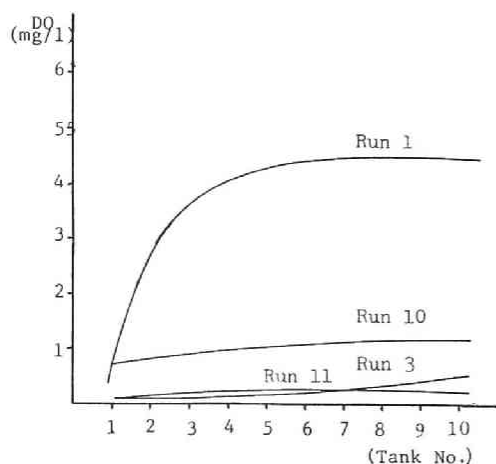


図 6-7 DO の槽内変化

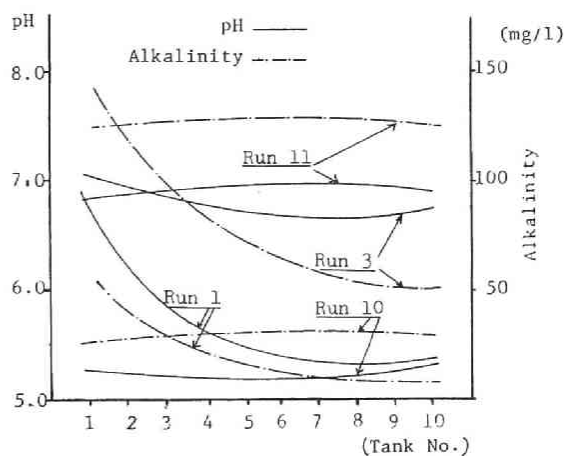


図 6-8 pH, アルカリ度の槽内変化

(d) SRT SRT は汚泥管理の基本となるものであるが、実験等においてはその実態をみるのは困難な場合が多い。本実験期間中も 3 回程、余剰汚泥の引抜きを行なったが、それ以外はサンプルとしての汚泥の採取と沈澱池による流出事故等で確実な SRT は計算できなかった。そのため MLSS 等の経日変化より推定すると 15~30 日となった。これから硝化菌の保持も充分にある系と考えられる。

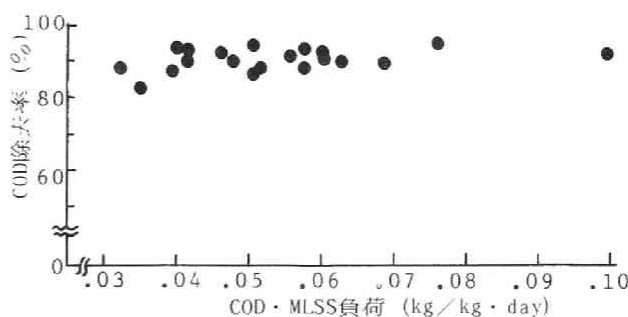


図 6-9 COD 汚泥負荷と COD 除去率

6-3-4 要約

1) 本研究より、汚泥や曝気量の管理を適切に行なうことにより、下水処理においても窒素除去率が70~80%が望めるため、本プロセスの適用は可能である。

2) パイロットプラント実験より、硝化・脱窒を考えた場合、曝気槽は押し出し流れ型よりも完全混合型の方が有利である。これは、完全混合型曝気槽が押し出し流れ型よりも逆混合による流れが大きく、かつ、DO制御（曝気量制御）が容易である等の理由からである。

3) 曝気方式は微細気泡型より、粗大気泡型の方が優れている。これは槽内の混合状態をよくすること、脱窒反応の必須条件である低DO状態を保つことが容易である理由による。

4) 低DO状態下においても、滞留時間、汚泥滞留時間等の運転操作を適宜に行なえば、十分なBOD酸化、硝化反応が得られ、かつ、脱窒反応も進行することがわかった。

5) アルカリ度と硝化率の関係から、硝化反応にはアルカリ度がある一定量以上（本実験では200mg/l以上）必要であることを示した。

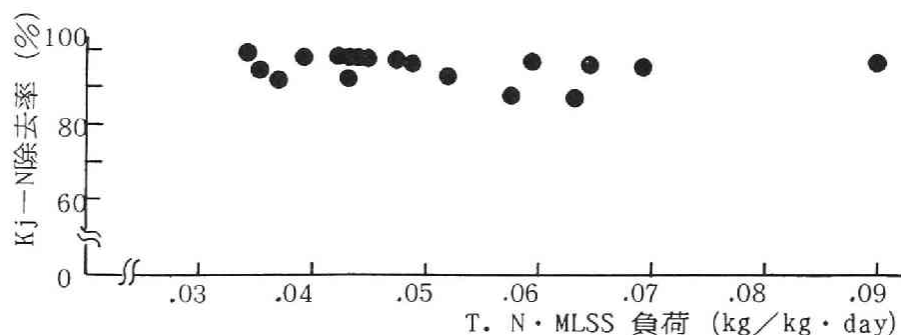


図6-10 TN汚泥負荷とKj-N除去率

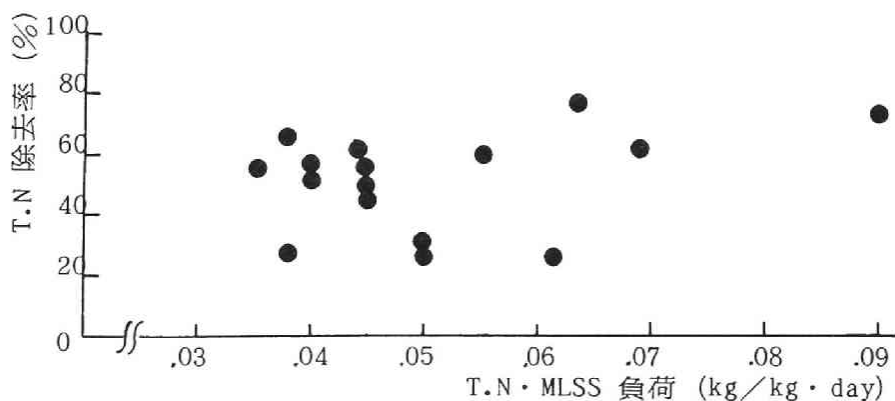


図6-11 TN汚泥負荷とTN除去率

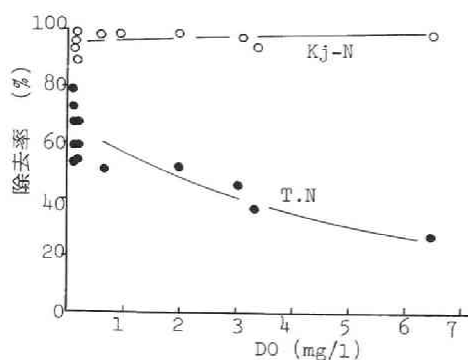


図6-12 10槽目(⑩採取点)のDO濃度とKj-N, T.N除去率

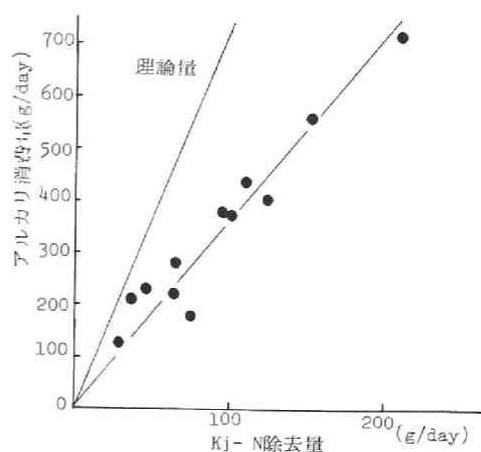


図6-13 Kj-N消費量とアルカリ消費量の関係

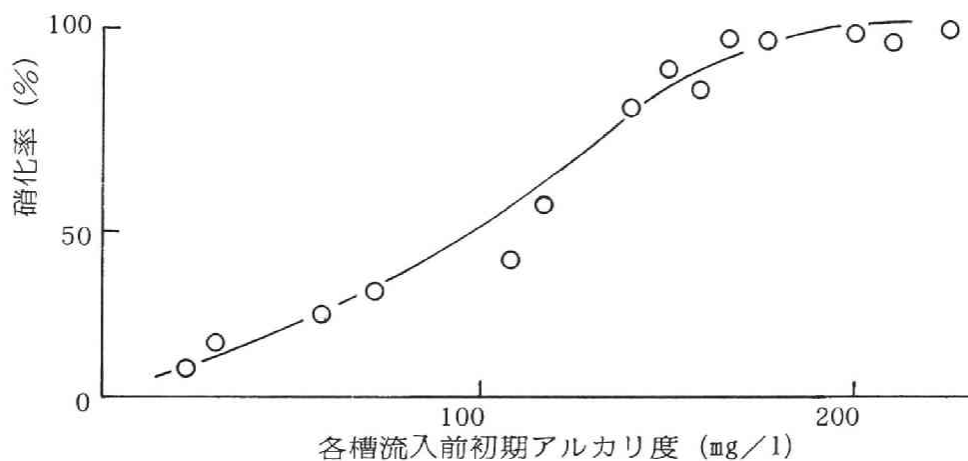


図6-14 初期アルカリ度と硝化率の関係

6-4 オキシデーション・ディッチの設計

6-4-1 概説

現在、オキシデーション・ディッチ法の開発が盛んに行なわれている。これはオキシデーション・ディッチにおいてBOD、窒素の除去が簡単に得られるためである。これは次のようなことが起因しているものと考えられる。

- 1) オキシデーション・ディッチはその形状から循環流量が原水流量の50～300倍程度得られ

る。そのため、処理液による希釈混合が得やすく安定しやすい、かつ、生物学的硝化脱窒法の一つである循環方式よりも大きな循環流量を得ることができる。

2) 曝気装置が槽内で1～2ヶ所に設置されるのみで、全面的な曝気方式でなく、DOの濃度勾配が得やすい。そのため、硝化された窒素は脱窒されやすい環境を得ることができる。

3) 余剰汚泥の発生量が少ないため、付随的にSRTは長くなり、硝化菌等の微生物維持が容易である。

このようにオキシデーション・ディッチ法はBOD除去のみではなく窒素除去に対して非常に有利な形式であることがわかる。しかし、除去技術は簡単であっても、その除去機構は単一曝気槽と同じく極めて複雑なものである。すなわち、槽内ではBOD除去、硝化及び脱窒反応が同時にかつ並行的に起きてきており、これらの反応へDO、アルカリ度等の影響因子がからんでいることになる。

以上のように、オキシデーション・ディッチ法は単一曝気槽による窒素除去プロセスと似通った点を多く持っている。そこで、本研究においては、これまで扱った速度論的解析をオキシデーション・ディッチに適用してシミュレーション解析し、検討を加え、今後オキシデーション・ディッチの開発における設計や基本的考え方に役立てたい。

6-4-2 シミュレーション計算によるオキシデーション・ディッチの検討

4章における各動力学（反応速度）モデル式とオキシデーション・ディッチにおける槽内の液の混合特性を組み合わせ、各水質の挙動を物質収支からシミュレーション計算し、各種の検討を行なう。この検討はオキシデーション・ディッチの操作、設計因子を探るためのものであり、(1)槽容積の決定 (2)曝気方式の検討 (3)流入口、流出口の位置 (4)最適なSRTの決定 等をシミュレーション計算より探る。

1) 混合特性 オキシデーション・ディッチにおける流体の混合の特徴は活性汚泥法における曝気槽と違い、循環流量が多量にあることである。これを模式図と槽列モデル型で表わすと図6-15のようになる。一般に循環流量Iは原水流量Qの50～300倍程度あり、これを槽列モデル型の計算方法で図示すると図6-16に示すようになる。これはオキシデーション・ディッチを10分割の槽列モデルとし、循環流量Iを変えて、そのデルタ応答をみたものである。これから推察すると、オキシデーション・ディッチの混合はみかけ上、完全混合型に近い状態であることがわかる。

2) 計算方法 オキシデーション・ディッチを槽列モデル型で表わし、表6-6に示される物質収支式に各水質項目の動力学モデル式（反応速度モデル式）を代入し、連続流れにおける定常状

態の解を求めた。

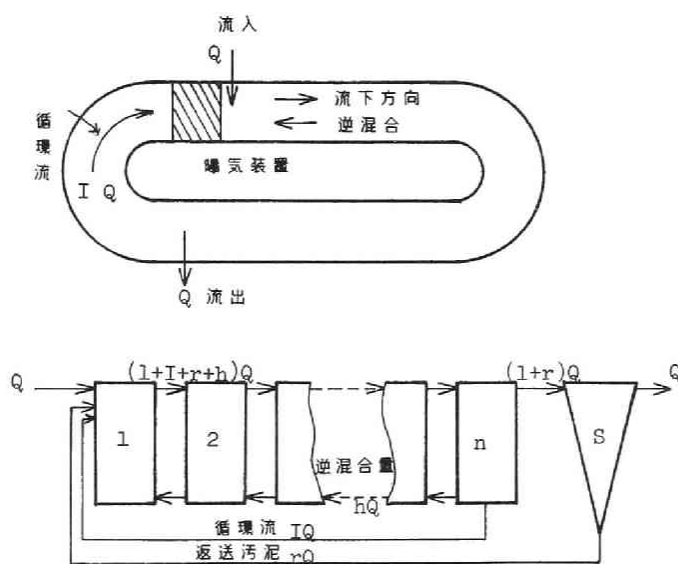


図6-15 オキシデーション・ディッチの流路と槽列モデルによる模式図

表6-6 オキシデーション・ディッチにおける物質収支式

Tank No.	Material balance
1	$\frac{V}{n} \frac{dC_1}{dt} = Q \{ C_0 + (I+r) C_n + hC_2 - (1+h+r) C_1 \} + R_1$
i	$\frac{V}{n} \frac{dC_i}{dt} = Q \{ (1+h+I+r) C_{i-1} + h C_{i+1} - (1+2h+I+r) C_i \} + R_i$
n	$\frac{V}{n} \frac{dC_n}{dt} = Q \{ (1+h+I+r) (C_{n-1} - C_n) + R_n$

C_0, C_1, C_n : 各水質濃度 (mg/l) V : 槽容積 (m³) , n : 槽数 Q : 原水流量 (m³/日)
 I : 循環流量比 r : 返送汚泥比 h : 逆混合比
 R_1, R_i, R_n : 各水質除去速度式

各項目とはBOD、 NH_4^+ 、 NO_3^- 、 N_2 （液体換算）、活性汚泥濃度、DO、アルカリ度の7項目である。流入水質と設計条件は表6-7に示すものに従っている。動力学モデル式のパラメータは表6-8に示す。これは表4-15を参考にして作成した。なお、槽列モデル型の槽数は5槽とし、曝気設備は1台、余剰汚泥は抜かず、沈殿池での反応は無視するものとした。計算はFACOM FORTRAN SSLU II のODRKI（Runge-Kutter-Varnar法）によった。

3) 計算結果 滞留時間の変化による各水質のシミュレーション結果を図6-17～6-24に示す。各水質ともDOを除いて完全混合型の水質分布を示している。図6-17からBODは滞留時間が大きくなる程水質がよくなることを示している。

NH_4^+ は滞留時間にはよらず、変動している。これはアルカリ度の影響と考えられ、滞留時間が大きくなると硝化反応が進むが、付随してアルカリ度が消費され、アルカリ度が少量になると逆に硝化反応が阻害されるためと思われる。 NO_3^- はDOに比例して存在することを示している。逆に、脱窒反応はDOが低い程大きいことがわかる。

DOは曝気装置のある第1槽において大きく、流下方向に沿って漸次下がることがわかる。しかし、窒素除去の面からみるとDOは、第1槽において図6-20に示すように、0.6～1.8mg/lで充分であり、それを

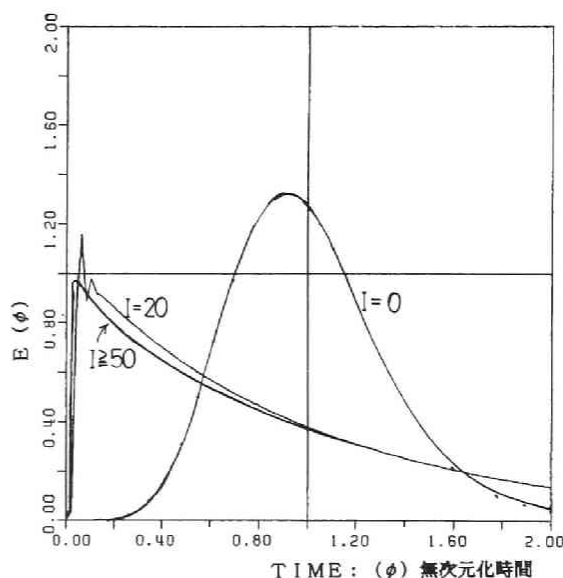


図6-16 循環流の変化によるデルタ応答曲線（n=10槽）

越える過剰な曝気の供給や長時間の滞留時間は不必要であることがわかる。アルカリ度については硝化反応に大きく影響するが、硝化率（ NH_4^+ 除去率）に比べて、アルカリ度の減少率は低く、脱窒反応によるアルカリ生成がみられる。図6-21にも示すように脱窒反応の大きい滞留時間では槽内は20～30mg/lの上昇がみられる。なお、滞留時間による処理水質の変化を図6-23に示す。

表6-7 流入水質と設計条件の設定

流入水質		条 件	設 計 項 目	条 件
BOD ₅	S ₀	200mg/ℓ	流入量 Q	1 Q m ³ /hr
NH ₄ ⁺	C ₁	50mg/ℓ	オキシデーション・ディッチ容量 V	6 Q ~ 36 Q m ³
NO _x ⁻	C ₂	0 mg/ℓ	循環流量 I	100 Q m ³ /hr
N ₂	C ₃	0 mg/ℓ	返送量 r	1 Q m ³ /hr
アルカリ度	A ₀	150mg/ℓ	活性汚泥濃度 X	3000mg/ℓ
SS	X ₀	0 mg/ℓ	総括酸素移動容量係数 k _L a	2 (h r ⁻¹)
DO	DO ₀	0.01mg/ℓ		

(a)槽容積の決定

オキシデーション・ディッチの槽容積は滞留時間、BOD容積負荷、窒素容積負荷等で決定できるが、ここでは図6-24に示すような滞留時間によるBOD、T、N、NH₄⁺除去率を比較した。これからBOD除去率90%以上、T、N除去率80%以上の分布をみると13~21時間の滞留時間において良好な結果が得られることがわかった。これから、BOD容積負荷0.23~0.37kg/m³・day、BOD・SS負荷0.08~0.12kg/kg・day、N容積負荷0.06~0.09kg/m³・day、N・SS負荷0.02~0.03kg/kg・dayの範囲で容積Vを決めればよい。

(b)曝気方式

オキシデーション・ディッチ法の曝気方式は現在、種々開発されている。この優劣については本研究の主旨とは異なるため、他に譲るが、図6-20にも示されたように、窒素除去を効率的に行なうには、槽内のDOの濃度分布ができるような曝気方式がよいものとする。この場合は曝気装置を1ヶ所に設置するのみがよく、2ヶ所以上の設置は効率的でないことが判明した。

(c)流入口、流出口の位置

前述のように、オキシデーション・ディッチ法においては、槽内にDOの濃度分布が発生するた

め、窒素除去を

効率的に進める

ためには硝化の

充分に進んだ場

所において、原

水を投入し、脱

窒を促進させる

方法等が考える。

今回の計算では

流入口と曝気装

置の位置を同位

置としたが、流

入口と曝気装置

の位置を変えた

計算も必要とな

る。

表 6-8 動力学定数及び係数の値

記 号	値	記 号	値
U_s (hr^{-1})	0.2	b (—)	0.17
U_1 (hr^{-1})	0.03	c (—)	—
U_2 (hr^{-1})	0.02	d (hr^{-1})	0.002
K_s (mg/ℓ)	100	a' (—)	0.34
K_1 (mg/ℓ)	0.5	b' (—)	4.57
K_2 (mg/ℓ)	0.1	d' (hr^{-1})	0.0008
K_o (mg/ℓ)	0.5	$k_L a$ (hr^{-1})	2~3
K_A (mg/ℓ)	100.0	DO_s (mg/ℓ)	8.0
α (—)	1.14~1.90	e (—)	7.14
a (—)	0.70	f (—)	3.57

6-4-3 要約

1) 単一曝気槽におけると同様の動力学的解析によりオキシデーション・ディッチ法も解析ができ、設計手法の基礎となる計算方式が確立した。

2) また、先のモデル式から、一般的に言われているオキシデーション・ディッチの特徴を表わすことができた。

3) DOの濃度分布を除いて他の水質項目は完全混合型の分布をしている。

4) 硝化及び脱窒率が最高となる水理滞留時間を求めることができた。

5) 曝気装置は硝化、脱窒率等を考えると1ヶ所のみに設置する方がより効率的であることが確認された。

6) アルカリ度は硝化反応に大きく影響することが計算でも示され、脱窒によるアルカリ生成が硝化反応に好影響を与えることが示された。

7) 汚泥の増殖は各設計条件から40~70mg/dayの増殖がみこまれた。これから活性汚泥3000mg/ℓにおけるSRTは43~75日となった。このため、オキシデーション・ディッチ法の一般的な

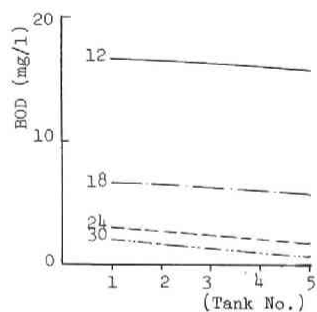


図6-17 槽内のBOD変化
(数字は滞留時間)

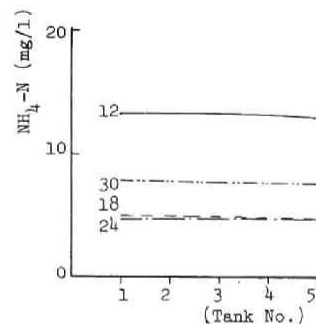


図6-18 槽内の $\text{NH}_4\text{-N}$ 変化
(数字は滞留時間)

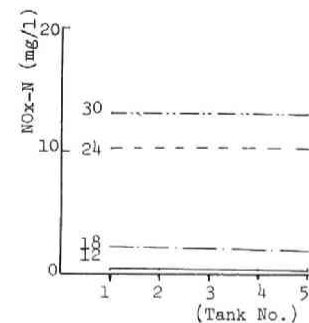


図6-19 槽内の $\text{NO}_x\text{-N}$ 変化
(数字は滞留時間)

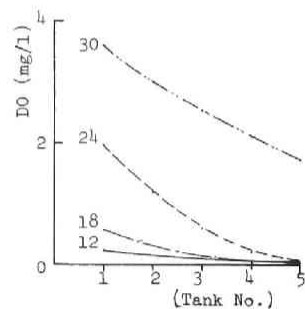


図6-20 槽内のDO変化
(数字は滞留時間)

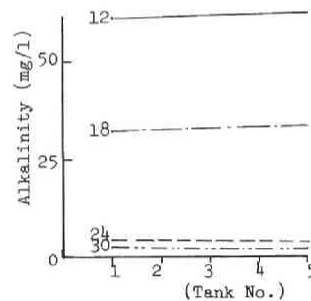


図6-21 槽内のアルカリ度変化
(数字は滞留時間)

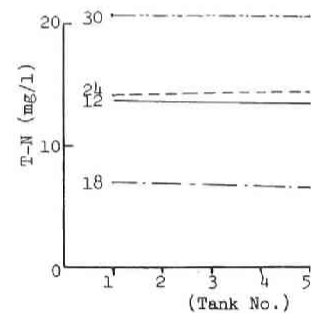


図6-22 槽内のT-Nの変化
(数字は滞留時間)

設計条件では各微生物を十分に保持できることが予想された。

6-5 本章の要約

単一曝気槽における

窒素の除去は実際に稼動している窒素除去の処理方法の一つであり、その特徴はどこにあるか、各種の処理方法の分類と比較を行ない検討した。また、本プロセスの応用として、下水処理への適用性に関し、パイロット・プラントの実験から考察した。さらに、オキシデーション・ディッチ法は本プロセスの一種と考えられるため、シミュレーション計算によるその設計指針につい

て言及した。本章の主な成果は次のようなものである。

1) し尿処理においては、現在、研究開発されたものについて分類し、各処理法がどの位置づけになるか整理した。その結果、各処理法とも窒素除去に有効な槽内攪拌と嫌気条件等を考慮した装置であることが判明した。

2) 省エネルギー的立場からみると、硝酸性窒素が NO_2^- 型となる単一槽形式が硝化と脱窒とを槽を分離して行なう方式よりも有利である。

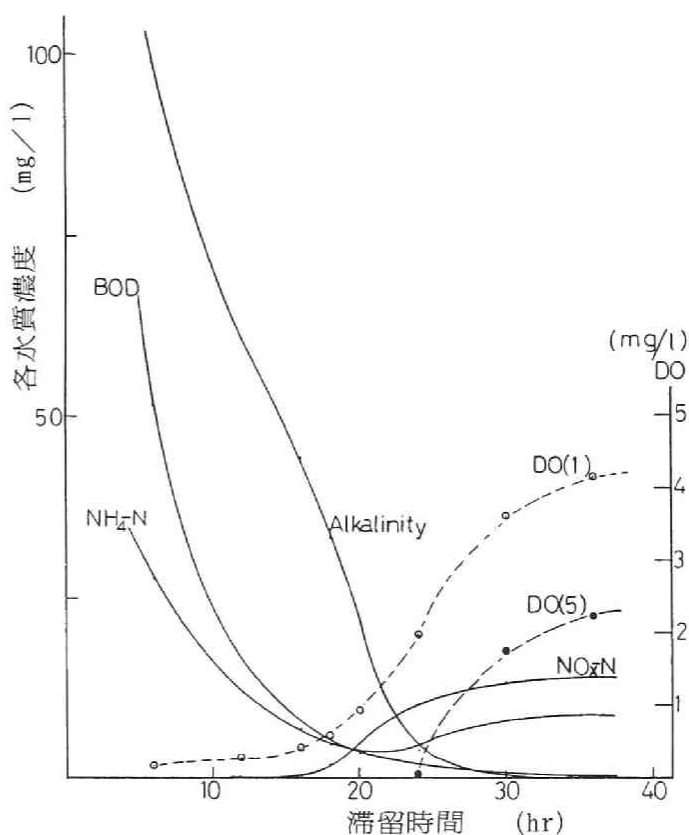


図6-23 オキシデーション・ディッチにおける滞留時間と処理水質の変化（ただし、DOは流入端と流出端）

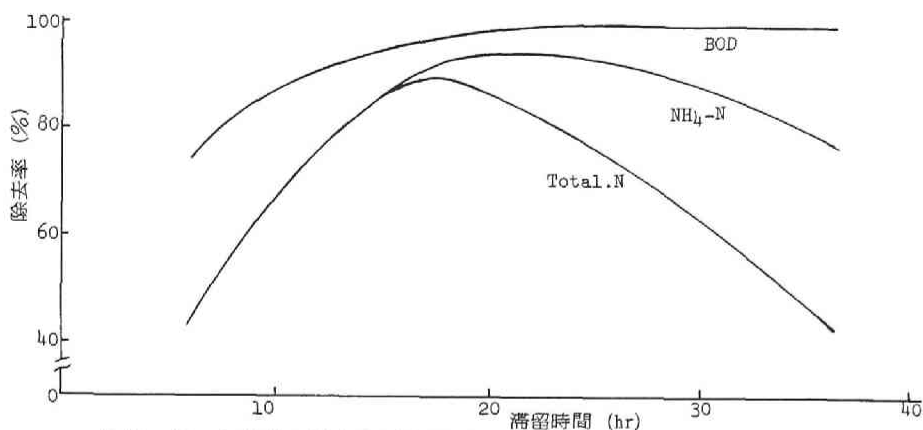


図 6-24 各水質の除去率と滞留時間の関係

- 3) 下水のパイロット・プラント実験より既存の下水処理施設を利用した窒素の除去は可能であり、そのためには汚泥の管理と曝気の管理を必要とする。
- 4) 曝気槽は完全混合型、曝気方式は粗大気泡型がより有利となる。
- 5) 低DO状態下でも運転操作を適宜に行なえば、効率的なBOD除去率(COD除去率)と硝化率が充分に得られる。
- 6) 下水における硝化反応を促進するためにはアルカリ度をある一定量(約 200mg/l)以上必要とする。
- 7) オキシデーション・ディッチ法における設計解析は単一曝気槽のそれと同様な解析手法が使える。これより、オキシデーション・ディッチ法の設計手法が見い出せた。

参考文献

- 1) 村田清美：「し尿処理の高度化に関する研究」京都大学学位論文 (1978)
- 2) 岩井重久編：「し尿処理ガイドブック」環境技術研究会、(1978)
- 3) 厚生省環境衛生局：「し尿処理施設構造指針」(1979)
- 4) 矢込堅太郎：「し尿の低希釈高負荷処理技術」環境技術、vol.12、No.5、(1983)
- 5) 石川宗孝、水船清司、中西弘：「好気性脱窒に関する基礎的研究 — 脱窒機構の解析とモデル化 — 」第18回衛生工学研究討論会講演論文集、(1982)

- 6) 松並壮、眞柄泰基、中野孝二、岡庭良安：「間欠ばっ気方式によるし尿中の窒素の除去に関する実験的研究」水質汚濁研究、vol. 5、No 1、(1982)
- 7) 松田智、久保田宏、宮地有正：「し尿好気性消化プロセスでの物質・熱収支」水処理技術、vol.22、No 8、(1981)
- 8) 村田清美、石田宏、山田豊、和泉清司：「深層反応槽を用いたし尿処理」水処理技術、vol. 22、No 7、(1981)
- 9) 浅田日出夫、上垣内郁夫、小野由述、辻文夫：「ワンリアクタープロセスによるし尿の脱窒について」水処理技術vol.20、No 8、(1979)
- 10) 辻幸男、渡辺辰雄：「し尿の循環曝気方式好気性処理に関する研究」P P M、vol.12、No 6、(1981)
- 11) 遠矢泰典、松尾吉高、鈴木隆幸：「生物学的脱窒素プロセスについて」第10回衛生工学研究討論会講演論文集、(1974)
- 12) 橋本契、古川憲治：「嫌気－好気式高濃度活性汚泥法による窒素除去に関する研究」第13回衛生工学研究討論会講演論文集、(1977)
- 13) 遠矢泰典：「生物学的脱窒素法に関する研究（V）」下水道協会誌、vol. 7、No78、(1977)
- 14) 河村清史：「活性汚泥法による都市下水処理に関する研究」京都大学学位論文、(1982)
- 15) 原田良誠、岡田真人：「実施設における窒素・リン除去に関する実証的研究」下水道協会誌、vol.20、No 230、(1983)
- 16) 環境技術研究会：「し尿の高負荷処理技術の今後」環境技術、vol.12、No 5、(1983)
- 17) 竹山兵三、小川喜三郎：「し尿処理場の高度処理施設と運転管理」水処理技術、vol.20、No 4、(1979)
- 18) 中西弘、石川宗孝：「活性汚泥法による硝化・脱窒」環境技術、vol. 8、No 9、(1979)

第 7 章 結 論

本研究は、実施設の中で高能率に窒素が除去されている曝気槽の現象に着目して、その機構を説明すること、及びその原理を応用した施設の設計、管理法の確立に関するものである。この方式の装置化に当って、その至適条件を求めることは生物学的窒素除去の中で最も省エネルギー化につながる本プロセスの主要課題となるものと考えられる。また、この方式は、活性汚泥法の持つ機能を再開発する意味でも重要と考え、研究を行なった。

本研究を行なうに当っての基本的な留意点は次の点である。

- (1) 曝気条件下における脱窒現象の機構解明
- (2) 活性汚泥法における有機物酸化、硝化および脱窒の各反応を速度論としてモデル表示する場合、できるだけ実用に供しうるものとし、総合的な解釈ができるものとする。
- (3) 連続流れにおけるプロセスの解析は槽内の混合特性も考慮できる解析を行なうこと。

以上のことを考慮して本研究を行なったが、窒素除去機構の解明、反応速度モデル式の提示および装置化に当っての最適設計条件、最適操作条件等について把握することができた。以下に本研究の主要な成果について述べる。

第 2 章では、好気性消化槽において脱窒現象の見られる施設の調査解析と室内における半回分式実験の結果より物質収支を求めた。その結果、好気性消化槽内における窒素の除去は主に脱窒現象（窒素ガス飛散）によるものであり、しかも曝気している状態においての脱窒現象であることを明らかにした。この窒素除去はアンモニア飛散と言うことも考えられたが、これは脱窒現象とアンモニア飛散は同時に起こる作用ではなく、槽内がどちらか一方を優先する環境条件となる。その原因として、投入負荷、pH、曝気量等が挙げられ、処理状態の悪い時はアンモニア飛散が大きいことが判った。また、硝化作用と脱窒作用の両者は並行的に進行することが明らかとなったが、脱窒作用の起る原因については解明できなかった。

第 3 章では、前章において解明できなかった曝気条件下の脱窒現象について種々の角度から解析を行なった。本プロセスにおいては各反応に働く微生物が多く存在しており、しかも同じ曝気条件でも槽内の環境は流入条件や操作条件によって大きく変化し、これに従って、各種の反応を持たることが判明した。第 2 節では、曝気条件下における脱窒現象は特殊な反応とも考えられ、そこで行なわれる反応は化学反応とも考えられたが、化学実験の結果、化学的反応ではなく、生物学

的反応であることを明らかにした。第3節では、半回分実験において、各窒素の経時変化と環境因子の経時変化をみた。これより槽内の環境は一定の状態ではなく、好気的狀態や嫌気的狀態を兼ね備えていることが確認された。そして、好気的狀態では硝化反応が優先し、嫌気的狀態では脱窒反応が優先する現象である。すなわち、環境条件の変化に各反応が従うものと考えられることを示した。第4節では、飛散する窒素の成分を調べることにより、除去機構の解析を行なうことを目的として、飛散する窒素成分の定量化を試みた。本実験により定量化の目的が立った。定量化された窒素の成分は N_2 と N_2O ガスのみであった。 N_2O ガスは液中に亜硝酸性窒素が多く存在する場合においてより多く飛散することが判り、亜硝酸性窒素から硝酸性窒素を経ないで、直接、脱窒される時の指標となることが判明した。第5節においては脱窒現象の反応律速段階について検討した。曝気条件下の脱窒現象は活性汚泥ブロック内部において嫌気狀態を呈し、これによる脱窒現象とも考えられる。そのため、文献考察と実験より検討を行なったが、この現象を速度論として扱う場合は汚泥ブロック内部が嫌気的となる条件は酸素のブロック内での拡散律速ではなく、基質による酸素消費と考える方が現実的である。そのため、反応速度論的には汚泥ブロック内への基質や酸素の拡散律速は考えなくてもよく、代謝反応律速のみを考察する方がより現実に即することが明らかとなった。第6節では、曝気槽中に存在する微生物について検討した。これによると単一曝気槽内で脱窒現象の起る時の代表的な微生物として*Arceilla*や*Euglypha*が多く存在し、このプロセスの指標生物となることが確認された。これらはBOD除去を目的とした曝気槽における指標生物とは異なるものとなった。また、脱窒菌は曝気条件下においても生息できる細菌であり、好気狀態においては脱窒能が減少し、嫌気狀態においては増大する通性嫌気性菌であることが確認できた。

第4章では本プロセスの速度論的解析を行なった。解析は現実の場で利用できる理論であり、できるだけ簡単であることを基本的概念として解析したが、単一曝気槽内では各反応とそれに影響する環境因子が入り混じった系であり、解析は複雑さを増した。系内はBOD酸化、硝化、脱窒の各反応に汚泥の増殖と消費、溶存酸素濃度、アルカリ度等の環境因子が混合する系と考えられる。このため、これらの因子を総合化した速度論解析がより現実に即した解析となることが明らかとなった。第3節では、半回分実験から、単一曝気槽では、槽内のどの部分においても硝化、脱窒反応が逐次的に進行しており、逐次反応として表せることを示した。これは硝化、脱窒槽を分離した槽ではそれぞれ単独の反応となるため、単一槽での反応との違いが明白となった。第4節においては、種々の実験条件からなる回分実験から、炭素系有機物の除去、硝化および脱窒の各反応を一括的に取り扱えないかを検討した。そして、三基質に関する速度モデル式を提示したが、このモデル式は

環境条件が低DO（1 ppm 以下）においてのみに用いることのできる式となった。第5節では、上述の欠点を補正するために、各基質の競合性や各基質除去速度へ影響する因子を明確にする目的で反応に係わる化学量論式を整理してモデル化解析を行ない、BOD酸化、硝化、脱窒速度に影響を及ぼす各基質や影響因子の相互関係を明らかにすることができた。第6節では反応速度モデルが広範な条件下でかつ、現実の場で適用されることを期し、4-4節における実験的解析、4-5節における理論解析をつないだ総合的なモデルを提示し、そのモデルの妥当性についてはシミュレーションより確認した。これらのモデルは炭素系有機物除去（BOD酸化）、硝化、脱窒、汚泥の増殖、酸素収支およびアルカリ度の収支を総合的に扱ったもので、全てのDO領域に対して、モデルの適用が可能となり、実用性の高いモデルと思われる。

第5章では単一曝気槽での混合特性について検討した。単一曝気槽の窒素除去は曝気槽の流体の混合特性が重要な役割をしていることが予想される。とくに、脱窒反応は槽後半部で生成している硝酸性窒素を循環流や旋回流によって槽前半部に移動し、そこで行なわれるものと予想される。これが窒素除去に大きく寄与しているものと考えられる。そのため、この移動する水量を定量的に扱うことが重要な課題となったが、本研究ではこの循環流や旋回流を逆混合として定量化することができた。また、逆混合を考慮した曝気槽の数式モデル化を行ない、これに、前章で求めた反応速度モデルを組み合わせるプロセス解析し、モデルの連続処理系への適用性について検討した。その結果、実測値とシミュレーション結果の大略は一致しており、連続プロセスへの適用が可能であることが確認できた。第3節では逆混合を定量的に扱う装置を製作し、定量化された混合状態のもとで窒素や各影響因子の挙動を調べた。その結果、流体の混合特性は定量化できることが判り、また、処理特性も混合特性を考慮した室内実験ができることが確認された。流体の混合と窒素除去率の関係は混合の度合を示す1つのパラメータ ϕ_{\max} と窒素除去率の関係として表され、本研究における実験条件においては $1 \geq \phi_{\max} \geq 0.15$ の範囲で、逆混合比が大きい程、窒素の除去率は上がり、 $\phi_{\max} < 0.15$ では槽内が好氣的に均一化され、窒素除去率は急激に下った。第4節では、水質反応モデル式と混合モデル式を組み合わせる物質収支式を作り、連続処理プロセスにおける各水質のシミュレーション計算を行なったが、実測値との整合性が認められた。これより、単一曝気槽における窒素除去の設計について、その最適設計条件、最適運転条件を求める基礎が確立した。

第6章では、し尿処理において、本プロセスがある程度の成果を収めたが、その後、し尿の無希釈処理を目的としたプロセスが多種・多様に開発されてきたため、それらの各プロセスの整理と分類を行なった。さらに、本プロセスが下水処理等の大型施設へも適用できるか実験的に検討した。また、前章で開発したモデルがオキシデーション・ディッチにも適用できるかを検討した。いずれ

も大いに適用の見込みがあることを確認した。第2節では現状において開発されている単一槽におけるし尿処理法の分類を行なったが、各処理法とも窒素除去に有効な槽内の攪拌と嫌気的条件を具備した装置であることが判明した。第3節においては、下水のパイロット・プラント実験より、既設の下水処理施設の曝気槽を利用した窒素の除去が可能であり、そのためには汚泥の管理と曝気方法を至適条件の範囲内で運転する必要があることを明らかにした。第4節ではこれまで経験的にのみ行なわれているオキシデーション・ディッチ法の設計に対して、その解析を単一曝気槽におけるモデル解析と同様な手法で試みた。この手法によりオキシデーション・ディッチ法も設計できることを確認した。

以上、本研究では、曝気条件下における窒素除去について、その機構解析、反応速度モデルと流体の混合モデルの表示、およびプロセス解析と各項目に分けて一連の研究を行ってきたが、これより従来の手法では表示し得ない現象や各水質の変動とその相互の関連について表示することができた。また、他の水処理分野への応用も可能であることが確認できた。

しかしながら、ここまでの検討は、混合微生物集団である活性汚泥の中での有機物酸化、硝化及び脱窒に関係する各微生物が十分に存在する系内での反応について言及している。しかし、培養条件や反応条件が異なれば各微生物の存在比が変化することが当然予想される。今後、これら微生物の存在比の変化に対するモデルの検討が必要と思われる。また、流入する浮遊性物質の質の検討、沈殿池における沈降性、濃縮性等の検討が残っている。下水処理法への適用に当って、負荷変動に対する応答特性を知るとともにこれらの検討が今後の研究課題である。

使用記号

第2章

- 3 節 x : 投入または引抜き水量 (ℓ)
 y : 槽内水量 (ℓ)

第3章

- 4 節 w : 求めるガス排気量 (mg/min)
 M : 求めるガスの分子量 (mg)
 S : 分析試料ピーク面積 (cm^2)
 S_0 : 標準ガスピーク面積 (cm^2)
 x : 採取ガス注入量 (ℓ)
- 5 節 r_{Am} : 成分 A の反応速度 ($\text{mol} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$)
 k_{mn} : 触媒質量基準の n 次反応速度定数
 D_{eA} : 有効拡散係数 ($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$)
 C_{As} : 触媒外表面における成分 A の濃度 ($\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$)
 n : 反応次数
 A、B : 頻度因子
 E 、 E_D : 活性化エネルギー ($\text{J} \cdot \text{mol}^{-1}$ 、 $\text{cal} \cdot \text{mol}^{-1}$)
 R : 気体定数 ($8.314 \text{ J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$)
 T : 絶対温度 (K)
 E_{obs} : みかけの活性化エネルギー

第4章

- 2 節 $\frac{1}{S} \cdot \frac{dN_r}{dt}$: 脱窒速度 ($1/\text{day}$)
- $\frac{1}{S} \cdot \frac{dI_r}{dt}$: BOD・SS 負荷量 ($1/\text{day}$)
- a : 除去された BOD のうち増殖のためのエネルギーを供給するのに利用される割合
- b : 内生呼吸による自己酸化率 ($1/\text{day}$)
- (K_{s1}) : 修正飽和定数 (mg/ℓ) ^{n}
- n : 恒数

dL/dt : 有機物除去速度 ($BOD \cdot mg/l/hr$)

X_b : 汚泥濃度 ($MLSS, mg/l$)

K_b : 有機物除去速度定数 ($1/hr \cdot MLSS_g/l$)

dN/dt : 脱窒速度 ($NO_3 - N, mg/l \cdot hr$)

$1/\alpha$: 単位BODを除去するのに必要な硝酸性窒素量 ($NO_3 - N \cdot mg/l / BOD \cdot mg/l$)

3 節 R_1 : $NH_4 - N$ 変化速度 ($mg/l \cdot hr$)

R_2 : $NO_x - N$ " (")

R_3 : $N_2 - N$ " (")

C_1 : $K_j - N$ ($NH_4 - N$) 濃度 (mg/l)

C_2 : $NO_x - N$ " (mg/l)

C_3 : $N_2 - N$ " (mg/l)

k_1 、 k_2 、 k_3 : 各速度定数 (hr^{-1})

K_1 、 K_2 : 各除去速度定数 (hr^{-1})

X : 汚泥濃度 ($MLSS, mg/l$)

4 節 S : $C-COD$ 濃度 ($=COD - 1.14NO_2 - N, mg/l$)

U_s : $C-COD$ 除去最大反応速度定数 (hr^{-1})

U_1 : $K_j - N$ 除去最大反応速度定数 (hr^{-1})

U_2 : 脱窒最大反応速度定数 (hr^{-1})

K_s : $C-COD$ 飽和定数 (mg/l)

K_1 : $K_j - N$ " (mg/l)

K_2 : 脱窒 " (mg/l)

α : 単位 $NO_x - N$ 量当り除去される $C-COD$ 量の換算係数

S^* : 次元を合わせるために使用した $K_j - N$ 除去に関与する $C-COD$ 限界濃度 (mg/l)

ξ : 実験比例定数

5 節 $r_o(t)$: 酸化速度 (hr^{-1})

$r_N(t)$: 硝化速度 (hr^{-1})

$r_D(t)$: 脱窒速度 (hr^{-1})

(Mi) : 各物質濃度

- [X i *] : 活性化された生物量 (汚泥濃度) (mg/ℓ)
- k i : 各反応速度定数 ($\text{mg}^{-3} \cdot \ell^3 \cdot \text{h}^{-1}$)
- α 、 β : 活性汚泥が電子供与体として、BODあるいは NH_4 を消費するかの選択因子 ($\alpha - \text{BOD}$ 、 $\beta - \text{NH}_4$ に対応し、 $\alpha + \beta = 1$)
- γ 、 δ : 活性汚泥が電子受容体として、 O_2 あるいは NO_x を消費するかの選択因子 ($\gamma - \text{O}_2$ 、 $\delta - \text{NO}_x$ に対応し、 $\gamma + \delta = 1$)
- θ 、 σ 、 τ : 呼吸 (p) に対応する細胞合成 (g) の反応速度の比 ($\theta - \text{BOD}$ 酸化、 $\sigma - \text{硝化}$ 、 $\tau - \text{脱窒}$ にそれぞれ関係する比 $\theta = g/p$ 、 $\sigma = g/p$ 、 $\tau = g/p$ 、 $p + g = 1$)
- a i j : 酸素1mgを基準として、1mg変化する時の各物質の変化量 (mg)
- x i j : 微生物が行なう呼吸および細胞合成において、共通に消費される特定の基質を選び、これが1mg細胞合成反応に消費された時の物質iの消費量あるいは生成量 (mg)
- 添字 i : 1 - BOD酸化、2 - NH_4 、3 - NO_x 、4 - O_2 、5 - N_2 、6 - X
- 添字 j : 1 - 酸化、2 - 硝化、3 - 脱窒
- A i : 反応槽内外からの単位時間における物質iの流入あるいは流出 ($\text{mg} \cdot \text{hr}^{-1}$)
- 6 節 v : 反応速度 (基質除去速度、 $\text{h} \cdot \text{r}^{-1}$)
- U : 最大反応速度定数 ($\text{h} \cdot \text{r}^{-1}$)
- C_a 、 C_b 、 C_c : 関連物質濃度 (mg/ℓ)
- K_a 、 K_b 、 K_c : 関連物質飽和定数 (mg/ℓ)
- K_o : DO飽和定数 (mg/ℓ)
- $(dc_3 / dt)_B$: 脱窒速度 (hr^{-1})
- A : アルカリ度 (mg/ℓ)
- K_A : アルカリ度飽和定数 (mg/ℓ)
- a : 除去BODの汚泥転換率
- b : 硝化による "
- c : 脱窒による "
- d : 内生呼吸による自己酸化率 (hr^{-1})
- a' : 除去BODに必要な酸素利用率
- b' : 硝化に必要な酸素利用率

d' : 自己酸化率 (hr^{-1})

k_{La} : 総括酸素移動容量係数 (hr^{-1})

DO_s : 液中の酸素飽和濃度 (mg/ℓ)

e : 硝化に必要なアルカリ度の換算係数

f : 脱窒により生成するアルカリ度の換算係数

第5章

3節

Q_0 : 混合実験における原水流量 ($\ell \cdot \text{hr}^{-1}$)

Q : 処理実験における原水流量 ($\ell \cdot \text{hr}^{-1}$)

n : 槽数

H : 逆混合比 (混合実験における)

p : 希釈水量比

r : 返送汚泥比

h : 処理実験における逆混合比、 $h = (1 + p + r) H$

ϕ : 無次元化滞留時間

$E(\phi)$: 滞留時間分布関数

ϕ_{\max} : 槽数 n と逆混合比 H を考慮した混合度の表示数

4節

S_i : 各槽におけるBOD濃度 (mg/ℓ)

(C-COD)

$C_{1,i}$: " $K_j - N$ "

$C_{2,i}$: " $NO_x - N$ "

$C_{3,i}$: " $N_z - N$ "

A_i : " アルカリ度 "

DO_i : " 溶存酸素 "

X_i : " 汚泥 "

S_0 、 $C_{1,0}$ 、 $C_{2,0}$ 、

X_0 、 DO_0 、 A_0 : 流入原水濃度 (mg/ℓ)

T : 滞留時間の逆数 (Q/V 、 hr^{-1})

w_1 : $w_1 = 1 + p + r + h$

w_z : $w_z = 1 + p + r + 2h$

謝 辞

本論文は、山口大学工学部土木工学科衛生工学研究室において、著者が行なってきた研究成果をまとめたものである。著者が当研究室に在席して以来、終始御指導、御鞭撻を賜っている山口大学工学部教授 中西弘博士に深く感謝致します。また、研究成果のとりまとめにあたって、暖かい御配慮と御指導を頂きました京都大学工学部衛生工学科教授 寺島泰博士、並びに御指導、御助言を賜った京都大学工学部衛生工学科教授 平岡正勝博士、同 宗宮功博士に心から感謝の意を表します。

本研究の遂行にあたって、分析方法あるいは速度論解析手法に御助言頂きました山口大学工学部講師 浮田正夫博士、宇部工業高等専門学校助教授 村上定瞭博士に謝意を表すとともに、特別研究や修士論文として研究をすすめた吉原正明（昭和52年卒業、現伊原製炉工業KK）氏から塩田隆（昭和59年卒業、現養化工業KK）氏に至るまで多くの方々の御協力を得ました。とくに、水船清司（現東京設計KK）氏には速度論解析面で多大な協力を得ました。また、京都大学へ内地留学中には大型計算機による計算実行の過程で京都大学工学部衛生工学科助手 尾崎博明氏に多大な援助をいただきました。改めて皆様に感謝致します。

最後に、著者に廃水処理の研究をするように導いて頂きました、京都大学名誉教授 岩井重久博士、大阪工業大学教授 川島普博士、豊橋技術科学大学教授 北尾高嶺博士ならびに多くの諸先輩、諸兄に対し厚く御礼申し上げます。

正誤表

	誤	正
P.2. 下から7行	<u>ポイント</u> である。	条件と与ること
P.11 上から6行	後の 72	残り
P.13 下から7行	その <u>普遍性</u> については	その普遍性については
P.19 上から14行	は並行して脱窒反応も進行している	に並行して脱窒反応も進行する
P.22 下から11行	設計条件として、	設計上の特徴は次のようである。
P.22 下から7行	<u>が</u> 上げられる。	削除
P.30 (3-1) 式 P.31	W: 求めるガス排水量 (mg/min)	(mg)
P.38 上から1行	拡散律速は無視してもよいもの	無視できる程度のもの
P.39 上から14行	<u>係数</u> した。	計数
P.46 上から13行	「嫌気性流動床」による……	「嫌気性流動床」による……
P.56 表 4-4	解析 2	解析 2
P.92 12)	" Process kinetics ……	" Process kinetics ……
P.96 表 5-1	表5-1 好気性硝化槽 ……	表5-1 好気性硝化槽、
P.101 図 5-10	図 5-10 逆混合に伴う ……	図 5-10 逆混合に伴う
P.103 表 5-5	Inner recycle ratio.	Back flow ratio
P.111 図5-2/ ~図5-28	図 5-2/ 実験結果とシミュレーション R, H (ハ文字)	シミュレーション r, R (ハ文字)
P.123 下から11行	6-2-2 単一槽内の除去の分類……	6-2-2 単一槽内の窒素除去の分類
P.143 上から10行	…… 解釈ができるものとする。	…… ものとする。
P.135 表4-4, 2行目	$\frac{V}{\pi} \frac{dC_L}{dt} = Q \left\{ \text{-----} - (1+R+r)C_1 \right\}$	$= Q \left\{ \text{-----} - (1+R+[r])C_1 \right\}$

